

Titre: Méthode systématique de conception pour comparer les procédés de bioraffinage intégrés dans une usine existante de pâtes et papiers
Title:

Auteur: Hakim Ghezzaz
Author:

Date: 2011

Type: Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

Référence: Ghezzaz, H. (2011). Méthode systématique de conception pour comparer les procédés de bioraffinage intégrés dans une usine existante de pâtes et papiers
Citation: [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie.
<https://publications.polymtl.ca/601/>

 **Document en libre accès dans PolyPublie**
Open Access document in PolyPublie

URL de PolyPublie:
PolyPublie URL: <https://publications.polymtl.ca/601/>

Directeurs de recherche: Paul Stuart
Advisors:

Programme: Génie chimique
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

MÉTHODE SYSTÉMATIQUE DE CONCEPTION POUR COMPARER LES
PROCÉDÉS DE BIORAFFINAGE INTÉGRÉS DANS UNE USINE EXISTANTE
DE PÂTES ET PAPIERS

HAKIM GHEZZAZ

DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES
(GÉNIE CHIMIQUE)

JUIN 2011

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

MÉTHODE SYSTÉMATIQUE DE CONCEPTION POUR COMPARER LES PROCÉDÉS DE
BIORAFFINAGE INTÉGRÉS DANS UNE USINE EXISTANTE DE PÂTES ET PAPIERS

Présenté par : GHEZZAZ Hakim

en vue de l'obtention du diplôme de : Maîtrise ès sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

M. SRINIVASAN Bala, Ph.D., président

M. STUART Paul, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. BROWNE Tom, Ph.D., membre

DÉDICACE

À mes parents et à toute ma famille

REMERCIEMENTS

J'adresse mes vifs remerciements à Paul Stuart, mon directeur de recherche, pour m'avoir encadré, aidé, orienté et pour tous les précieux conseils qu'il m'a fournis.

Il m'est aussi très agréable de remercier Bala Srinivasan et Marzouk Benali pour leur soutien et leur aide tout au long de ce projet.

Je tiens également à remercier Luc Pelletier, directeur d'usine de Norampac-Cabano, ainsi que tous les employés de l'usine pour leur accueil, leur sympathie et pour les bonnes conditions de travail qu'ils m'ont offertes lors de mon stage à l'usine.

Qu'Agnès Dévarieux-Martin et Sâadia Lakehal trouvent ici l'expression de ma profonde gratitude pour leur aide et leur sympathie.

Mes derniers remerciements vont à mes collègues de la chaire en génie de conception environnementale pour leur appréciable soutien, leur compagnie et leur amitié.

RÉSUMÉ

L'industrie canadienne de pâtes et papiers fait présentement face à de nombreux défis et à un ensemble de facteurs pouvant compromettre son développement et sa position compétitive sur le marché mondial. Parmi ces facteurs, on peut citer : la concurrence des usines papetières modernes situées dans des pays émergents où les économies d'échelle sont plus importantes et les coûts de production sont plus avantageux, l'augmentation continue de la facture énergétique et des coûts de fibres, la nature énergivore de cette industrie et son important impact sur l'environnement. Pour faire face à cette situation, une nouvelle tendance a vu le jour et commence à susciter de plus en plus l'intérêt des scientifiques et des industriels : la bioraffinerie forestière intégrée. Elle consiste à implanter dans les usines de pâtes et papiers existantes des procédés de traitement de biomasse pour produire de l'énergie et des produits chimiques verts.

La bioraffinerie forestière représente une opportunité unique pour l'industrie forestière afin d'assurer sa durabilité en lui permettant de se transformer et de diversifier son portefeuille de produits. La bioraffinerie forestière utilise différents types de biomasse comme matière première pour produire de l'énergie, une variété de combustibles liquides, un grand nombre de produits de commodité et de spécialité, une large gamme de polymères et de biomatériaux.

Les usines de pâtes et papiers désirant saisir cette opportunité et implanter la bioraffinerie forestière, doivent faire face à un nombre de choix très considérable d'options de procédés de bioraffinage possibles. En effet, il existe plusieurs types de biomasse qui peuvent être utilisés comme matière première, différentes technologies de prétraitement et de traitement et un grand nombre de bioproduits potentiels. Mais ce choix s'avère aussi critique et décisif pour les usines dans la mesure où seulement un nombre limité de ces options peut assurer la réussite de la transformation de ces usines en bioraffinerie, trouver les bons compromis avec des facteurs critiques de conception comme le coût, la qualité et la disponibilité de la biomasse, la fiabilité des technologies, le volume et l'emplacement géographique du marché des bioproduits.

Les usines de pâtes et papiers doivent évaluer toutes les options de procédé possibles afin que les meilleures opportunités puissent être identifiées et ainsi réduire le risque de manquer une ou plusieurs options prometteuses. Ceci constitue un défi de conception de procédé majeur du fait

qu'il n'est pas possible d'évaluer toutes les options de bioraffinage dans des phases de conception détaillée et il n'est pas faisable de déterminer leurs performances économiques et environnementales avec précision en utilisant des modèles de procédé et de coûts détaillés. Il est alors impératif d'éliminer les options de procédé les moins prometteuses au stade préliminaire du processus de conception et réduire ainsi le nombre d'options à évaluer dans les phases de conception détaillée.

L'objectif global de ce projet de maîtrise est de définir une méthode systématique de conception pour comparer, identifier et éliminer les options de procédé de bioraffinage non prometteuses pour une usine existantes de pâte et papiers au stade préliminaire du processus de conception de procédé. Ceci va permettre alors de gérer la complexité de la bioraffinerie en réduisant le nombre d'options de procédé qui devront être évaluées dans les phases de conception détaillée.

Les objectifs spécifiques sous-jacents à cet objectif global sont : (1) développer une approche de conception basée sur une évaluation techno-économique associée à une analyse systématique des risques de procédé pour comparer les options de bioraffinage intimement intégrées aux procédés d'usines de pâtes et papiers (2) démontrer une méthode de conception pour comparer et éliminer les options de bioraffinage quasi autonomes non prometteuses (3) comparer et trier les procédés de bioraffinage intimement intégrés et ceux qui sont quasi autonomes en considérant la stratégie et les objectifs à long terme des usines de pâtes et papiers.

Le projet a été mené dans un contexte réel en considérant une usine intégrée de pâte et papiers située dans l'est canadien. Toutes les évaluations réalisées dans le projet sont basées sur une compréhension approfondie du principe d'opération du procédé existant et des technologies de bioraffinerie sélectionnées, les méthodes d'estimation de coûts et d'évaluation techno-économique de procédé.

L'approche méthodologique utilisée dans le projet est fondée sur 4 étapes principales. La première étape consiste en la modélisation et l'analyse du procédé de base, ainsi que la collecte des informations techniques et financières nécessaires pour l'évaluation techno-économique des technologies de bioraffinage à intégrer au procédé existant. Cette étape a été réalisée durant la

période de stage à l'usine hôte du projet. La deuxième étape consiste en l'évaluation et la comparaison des options de bioraffinage intimement intégrées au procédé existant. La troisième étape consiste dans l'évaluation techno-économique et comparaison des procédés de bioraffinage à implanter en parallèle au procédé de mise en pâte existant. La dernière partie consiste à comparer les deux types de procédés de bioraffinage considérant la stratégie à long terme de l'usine de pâte et papiers.

L'analyse de larges blocs a été utilisée comme approche de modélisation de procédé et de coûts. Cette approche consiste à modéliser les options de procédé en utilisant de larges blocs regroupant plusieurs opérations unitaires du procédé. Ceci permet d'établir des bilans de matières et d'énergie, ainsi que des modèles de coûts avec peu de détails mais avec une précision suffisante pour les besoins de décision au stade préliminaire du processus de conception. L'utilisation de l'analyse de larges blocs permet de cerner la problématique de conception au stage préliminaire du processus de conception. Cette méthode d'analyse permet en effet de :

- Modéliser un nombre important d'options de procédé avec un effort et dans de délais de temps raisonnables,
- Donner suffisamment de renseignements et de précision pour les besoins de prise de décision au stade préliminaire du processus de conception,
- Utiliser les mêmes bases d'évaluation et le même niveau de détails, ce qui rend la comparaison entre les différentes options de procédé cohérente et permise.

Deux options de procédé intimement intégrés ont été évaluées dans ce projet: la technologie LignoBoost pour précipiter la lignine de la liqueur noire et le procédé de pré-extraction d'hémicellulose VPP. Les deux procédés ont été évalués dans le contexte de désengorgement du procédé existant pour augmenter sa capacité de production. Le potentiel de désengorgement par l'implantation des deux options de procédé a alors été évalué, les risques d'intégration et d'impacts sur le procédé de base ont été analysés et la rentabilité de ces deux options a été évaluée. Les résultats de cette partie de l'étude ont montré l'intérêt et l'implication de l'analyse de risque de procédé sur les choix des options de procédés intimement intégrées. En effet, le procédé VPP a été préféré à la technologie LignoBoost même si la rentabilité de l'option avec LignoBoost est nettement plus élevée. Ceci est dû aux risques et impacts négatifs possibles sur les opérations du procédé de base que peut engendrer l'implantation de LignoBoost.

Pour comparer les options quasi autonomes à implanter dans le site de l'usine, un inventaire de la biomasse disponible autour de l'usine a été réalisé. Cet inventaire a permis d'identifier les types de biomasse pertinents pour l'usine. Des courbes d'approvisionnement en biomasse ont été aussi construites. Différentes options biochimiques et thermochimique pour produire une variété de produits à partir des types de biomasse ont été définies et évaluées. Les facteurs liés à la qualité et à la disponibilité de la biomasse ont été incorporés dans les modèles de procédé et de coûts. Ceci a permis d'impliquer la qualité et la disponibilité de la biomasse dans les évaluations techno-économiques et ainsi dans l'identification des options quasi autonomes prometteuses et leurs capacités de production appropriées. Les résultats de cette partie de l'étude ont montré par exemple l'effet que peut avoir la qualité de biomasse sur le choix entre les procédés thermochimiques et biochimiques et l'effet de la disponibilité de la biomasse sur le choix de leurs capacités appropriées.

Les options prometteuses intimement intégrées et quasi autonomes ont été par la suite comparées et triées en considérant un certain nombre de scénarios reflétant les stratégies à long terme des usines de pâtes et papiers. L'une des conclusions de cette comparaison est qu'une usine désirant rester compétitive dans son marché traditionnel devrait opter pour une option de procédé intimement intégrée, alors qu'une usine désirant diversifier les sources de ses revenus et se transformer en bioraffinerie devrait opter pour une option de bioraffinage quasi autonome.

Ce travail de recherche a permis de définir une méthode systématique de conception pour éliminer les options de procédés de bioraffinage non prometteuses pour une usine existante de pâte et papiers au stade préliminaire du processus de conception. La méthode permet alors de réduire la complexité de la bioraffinerie en minimisant le nombre d'options de procédé à évaluer aux phases de conception détaillée. Les options intimement intégrées non prometteuses peuvent être éliminées suite à l'analyse de risque technologique et d'impacts négatifs sur le procédé existant. Les facteurs liés à la qualité et à la disponibilité de la biomasse autour de l'usine sont incorporés dans l'évaluation techno-économique des options quasi autonomes, ce qui permet d'identifier et éliminer les options non prometteuses. Enfin les deux types d'options de procédés sont comparés et triés considérant la stratégie à long terme de l'usine de pâte et papiers.

ABSTRACT

The Canadian Pulp and Paper industry is currently facing many challenges due to a set of factors that affects its development and its competitive position in the global marketplace. Among these factors are included competition from modern mills located in emerging countries where the production costs are lower, and the increasing costs of energy and fiber. Moreover, due to its energy-intensive nature, the industry has an important environmental footprint that needs to be dealt with. To overcome these factors, forest companies have become increasingly interested in the integrated forest biorefinery. It consists of implementing biomass treatment processes for the production of green energy and value added bioproducts into existing pulp and paper mills.

The integrated forest biorefinery represents one of the most attractive means for forest companies to improve their sustainability, develop their activities and diversify their product portfolio. The forest biorefinery is envisioned to use different types of biomass feedstocks for the production of energy, liquid fuels, a large number of commodity and specialty products, as well as a variety of polymers and biomaterials.

To implement a biorefinery, pulp mills are faced with a high number of choices in the early phases of decision making related to the large number of possible biorefinery process options, potential bioproducts, pretreatment and treatment technologies. However, this choice is also critical for these mills as only a limited number of those process options can guarantee their successful transformation into biorefineries and can deal with critical factors such as cost, biomass availability and quality, the reliability of technologies, volume and location of the bioproducts market.

To be able to identify the best opportunities and reduce the risk of missing one or more of the most promising options, pulp and paper mills must evaluate all the possible process options. However this constitutes a major design challenge as it is not possible to evaluate all the possible options in detailed design phases and it is not feasible to measure their economic and environmental performances using detailed process and cost models. It is therefore imperative to eliminate less promising biorefinery options at the early design stage, so that the number of options to be assessed in detailed design phases is reduced.

The overall objective of this master's project is to define a systematic design method for comparing, identifying and screening out the less promising biorefinery process options for an existing pulp and paper mill at the early design stage. This method manages the biorefinery design process complexity by reducing the number of process options to be evaluated in the detailed design phases.

The specific objectives underlying this overall objective are (1) to develop a design approach based on a techno-economic assessment associated with a systematic process risk analysis to compare the biorefinery options closely integrated into the existing pulp and paper mill (2) to demonstrate an early stage process design method for comparing and screening out the less promising quasi-standalone biorefinery process options (adjacent biorefinery which has its own process and that does not interfere directly with the existing process operations) (3) to compare and to sort biorefinery process options belonging to the two biorefinery categories (closely integrated vs. quasi-standalone biorefinery process options) considering the strategy and long term objectives of the pulp and paper mill.

The project was conducted in an industrial context considering an integrated pulp and paper mill located in eastern Canada. All the performed evaluations in this study are based on a deep understanding of the principle of operation of the case study mill process and of the evaluated biorefinery technologies, methods of costs estimation and techno-economic assessment.

The approach used in the project is based on four main steps. The first step consists of the modeling and analysis of existing process operations, and the collection of the technical and financial data needed for the techno-economic evaluation of biorefinery technologies integrated into the existing pulp and paper mill. The second step consists of the evaluation and comparison of biorefinery process options closely integrated into the existing process. The third step involves the techno-economic assessment and comparison of biorefinery processes to implement in parallel to the existing fiber lines. The last part is a comparison of the two types of biorefinery processes considering the long-term strategy of the pulp and paper mills.

Large blocks analysis was used for process and cost modeling. It models the process options by gathering many unit operations of the considered processes into large blocks, or departments.

This helps to establish mass and energy balances and cost models with lower level of detail but with sufficient accuracy for the needs of decision at the early design stage. This method enables:

- The modeling of a large number of process options with a reasonable effort and time,
- The generation of sufficient information and details for decision-making at the early design stage, and
- The utilization of the same evaluation basis and the same level of detail which makes comparison between different options possible and consistent.

Two options closely integrated into the case study mill have been evaluated: LignoBoost technology for lignin precipitation from black liquor and a hemicellulose pre-extraction process (value prior-to-pulping - VPP). Both process options were evaluated in the context of recovery cycle debottlenecking for production increase at the case study mill. The potential for debottlenecking by the implementation of those two process options was analyzed. Technology risk and negative impacts on the operations of the case study mill process have been assessed. The results of this part showed the implications of technology risk on the selection of promising biorefinery process options closely integrated into the existing pulp and paper mill: the VPP process was preferred to the LignoBoost technology although the profitability of the option with LignoBoost is much higher. This is due to the risks and possible negative impacts on the operations of the existing process that can appear with the implementation of LignoBoost.

To be able to compare the quasi-standalone process options, biomass inventory was made and the pertinent types of biomass for the mill were identified. Biomass supply curves of each type of biomass were then developed. Biochemical and thermochemical process options using the identified types of biomass and producing different types of products were defined. Factors related to the quality and availability of biomass have been incorporated into the process and costs models. This makes it possible to include biomass-related factors in the techno-economic assessment and to show the implications of the biomass availability and quality in the selection of promising biorefinery options and their corresponding production capacities at the early design stage. The results of this part of the study showed, for example the effect of the quality of biomass on the choice between thermochemical and biochemical processes and the effect of biomass availability on the selection of their suitable capacities.

Promising closely integrated process options and quasi standalone options were then compared and sorted according to a set of scenarios reflecting the long-term strategies of pulp and paper mills. One of the conclusions of this comparison is that a mill should select a process option closely integrated if the strategy of the mill is to stay competitive in the same core business. However, the mill should select a quasi-standalone biorefinery option if its objective is to diversify its revenue and to convert to a biorefinery.

A systematic early process design stage method for screening less promising biorefinery processes option for an existing pulp and paper mill has been defined. The method enables the reduction and management of the complexity of biorefinery design by decreasing the number of process options to be evaluated in detailed design stages. The less promising closely integrated options were screened out considering the process risk. Factors related to the quality and availability of biomass around the mill were incorporated into the techno-economic evaluation to help in the identification and elimination of less promising quasi-standalone process options. Finally, the two categories of process options were compared and sorted according to a set of scenarios reflecting the long-term strategy of the pulp and paper.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE.....	III
REMERCIEMENTS	IV
RÉSUMÉ.....	V
ABSTRACT	IX
TABLE DES MATIÈRES	XIII
LISTE DES TABLEAUX.....	XVII
LISTE DES FIGURES.....	XVIII
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS	XX
LISTE DES ANNEXES.....	XXI
CHAPITRE 1 INTRODUCTION.....	1
1.1 Problématique.....	2
1.2 Hypothèses et objectifs.....	2
1.3 Organisation et structure du mémoire	4
CHAPITRE 2 REVUE DE LA LITTÉRATURE.....	6
2.1 Le bioraffinage forestier.....	6
2.1.1 Définition	6
2.1.2 Classification des procédés de bioraffinage	7
2.1.3 Bioraffinerie forestière intégrée aux usines de pâtes et papiers (BRFI)	12
2.1.4 Risques technologiques et du marché pour la bioraffinerie	17
2.2 Conception de procédé	18
2.2.1 Conception de définition de procédé.....	18
2.2.2 Types de conceptions de procédé.....	19
2.2.3 Approches générales de conception et de synthèse de schémas de procédé	20

2.2.4	Intégration de procédé.....	27
2.2.5	Estimation des coûts pour la conception de procédé.....	28
2.2.6	Les méthodes d'identification des risques liés aux projets de conception.....	35
2.3	Conception de procédé et de produit pour la bioraffinerie.....	37
2.3.1	Évaluation de la biomasse pour la bioraffinerie.....	37
2.3.2	Modélisation de procédé et estimation de coûts pour la conception de procédé de bioraffinage	41
2.3.3	Approches systématiques de conception et d'évaluation des options de bioraffinage	42
2.3.4	Conception de portefeuille de produits pour la bioraffinerie	48
2.4	Synthèse de littérature	53
2.4.1	Synthèse	53
2.4.2	Les manques dans le corps de la connaissance	54
CHAPITRE 3	APPROCHE MÉTHODOLOGIQUE GLOBALE.....	56
3.1	Méthodologie globale.....	56
3.1.1	Étude de cas.....	58
3.2	Évaluation des options de bioraffinerie intimement intégrées	61
3.2.1	Évaluation des risques de procédé	61
3.2.2	Évaluation du potentiel de désengorgement - Capacités des procédés de bioraffinage	62
3.2.3	Évaluation économique	64
3.3	Évaluation des options de bioraffinerie quasi autonomes	66
3.3.1	Évaluation de la matière première.....	67
3.3.2	Évaluation technologique.....	69
3.3.3	Évaluation économique	72

3.4	Comparaison des options de bioraffinage intimement intégrées aux options quasi autonomes.....	73
CHAPITRE 4 SYNTHÈSE		75
4.1	Liste des articles	75
4.2	Présentation des articles	75
4.3	Évaluation des options de bioraffinage intimement intégrées	76
4.3.1	Évaluation du risque technologique et des impacts sur le procédé de base	77
4.3.2	L'engorgement dans le réacteur Copeland.....	81
4.3.3	Potentiel de désengorgement.....	84
4.3.4	Évaluation techno-économique	91
4.3.5	Comparaison des deux options de procédé	93
4.4	Évaluation des options de bioraffinage quasi autonomes	95
4.4.1	Évaluation de la biomasse	96
4.4.2	Évaluation des options en considérant les scénarios de charge d'alimentation unique	97
4.4.3	Évaluation des options en considérant les scénarios de charge d'alimentation combinée	100
4.4.4	Analyse de sensibilité.....	101
4.5	Comparaison des options de procédé intimement intégrées aux options de procédé quasi autonomes	103
4.6	Conclusions	105
CHAPITRE 5 DISCUSSION GÉNÉRALE		108
5.1	Le stade préliminaire du processus de conception de la bioraffinerie	108
5.2	Évaluation des procédés intimement intégrés	110
5.3	Évaluation des procédés quasi autonomes	112

5.4 Implication de la stratégie ultime des usines dans la sélection des options de bioraffinage	113
CONCLUSION	115
5.5 Conclusions	115
5.6 Futurs travaux.....	117
BIBLIOGRAPHIE	119
ANNEXES	124

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1: Exemples de technologies de prétraitement physique.....	8
Tableau 2.2: Exemples de technologies de prétraitement chimique	9
Tableau 2.3: Exemples de technologies de prétraitement biologique	9
Tableau 2.4: Classification des estimations des coûts d'investissement [27]	30
Tableau 2.5: Bases d'estimation des coûts d'investissement	33
Tableau 2.6: Les 12 produits chimiques de base dérivés des hydrates de carbone [57]	51
Tableau 3.1: Étapes d'évaluation du potentiel de désengorgement.....	63
Tableau 3.2: Description des types de biomasse pertinents pour l'usine	67
Tableau 3.3: Description des options biochimiques.....	70
Tableau 3.4:Description des options thermochimiques	71
Tableau 4.1: Résultats de l'évaluation économique	93
Tableau 4.2: Comparaison entre LignoBoost et VPP	95
Tableau 4.3: Les valeurs estimées des principaux paramètres du modèle de coût de la biomasse	96
Tableau 4.4: Exemple d'analyse de sensibilité	102
Tableau 4.5: Comparaison des options de procédé intimement intégrées aux options de procédé quasi autonomes	103

LISTE DES FIGURES

Figure 2-1: Représentation du concept du bioraffinage forestier [9]	6
Figure 2-2: Configurations de procédé de fermentation pour la production d'éthanol [15]	11
Figure 2-3: Approche progressive pour l'implantation de la bioraffinerie intégrée [22]	15
Figure 2-4: Les incitations économiques dans un projet de conception de procédé [25]	18
Figure 2-5: Approche hiérarchique pour la conception et la synthèse des schémas de procédé [24]	22
Figure 2-6: Approche algorithmique pour la conception et la synthèse des schémas de procédé [24]	24
Figure 2-7: Synthèse et intégration de procédé [26]	27
Figure 2-8: Changement du facteur de puissance appliqué au rapport de capacité des usines selon le changement des capacités [28]	32
Figure 2-9: L'effet de la capacité de la bioraffinerie sur l'augmentation du coût de la biomasse [33]	38
Figure 2-10: Stratégie pour l'identification des paramètres de performance des options de bioraffinage [44]	44
Figure 2-11: Processus de sélection et d'élimination des options de bioraffinage [45]	46
Figure 2-12: Vision globale pour la conception de familles de produits [52]	49
Figure 2-13: Méthodologie de conception de produits pour la bioraffinerie [59]	52
Figure 3-1: Méthodologie globale du projet	56
Figure 4-1: Variation du débit des matières organiques dissoutes dans la liqueur noire en fonction du taux de production de papier pour différents rendements en pâte	82
Figure 4-2: Variation de la charge thermique du réacteur Copeland en fonction du taux de production de papier pour différents rendements en pâte	83
Figure 4-3: Taux de précipitation de lignine (% mass. de la lignine contenue dans la liqueur noire) en fonction du taux de production pour différents rendements en pâte	84

Figure 4-4: Taux de pré-extraction d'hémicellulose (% mass. du bois sec) en fonction du taux de production pour différents rendements en pâte	85
Figure 4-5: Température adiabatique de combustion de la liqueur noire (°C) en fonction du taux de séparation de lignine (%) (Concentration en solides dissous de la liqueur noire est maintenue constante à 53%).....	86
Figure 4-6: Concentration en solides dissous de la liqueur noire (% mass.) nécessaire pour maintenir une température adiabatique de combustion constante après séparation de lignine	87
Figure 4-7: Concentration en lignine (g lignine / (g lignine + g eau)) dans la liqueur noire envoyée au réacteur Copeland en fonction du taux de précipitation de lignine.....	88
Figure 4-8: Viscosité de la liqueur noire envoyée au réacteur (mPa.s) en fonction du taux de séparation de lignine.....	89
Figure 4-9: Diminution relative (%) de la viscosité de la liqueur noire en fonction du taux de séparation de lignine.....	90
Figure 4-10: Coût unitaire des types de biomasse livrée à l'usine	97
Figure 4-11: Rentabilité en fonction de capacité des options de procédé pour les scénarios de charge d'alimentation unique	99
Figure 4-12: Rentabilité des options de procédé ((a) : option 2-B, (b) : option 3-B) considérant le scénario de combinaison entre les résidus de bois et agricoles.....	101
Figure 4-13: Rentabilité des options de procédé ((a) : option 2-B, (b) : option 3-B) considérant le scénario de combinaison entre les résidus de bois et bois dur	101
Figure 4-14: Représentation graphique de l'exemple d'analyse de sensibilité.....	102

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

AACEI	Association for the Advancement of Cost Engineering International
AIE	Agence Internationale de l'Énergie
BRFI	Bioraffinerie Forestière Intégrée
CBP	Consolidated BioProcessing
FT	Fischer Tropsch
LNER	Laboratoire National sur les Énergies Renouvelables
OCC	Old Corrugated Containers
PF	Phénol-Formaldéhyde
RSI	Retour Sur Investissement
SHF	Separate Hydrolysis and Fermentation
SSCF	Simultaneous Saccharification and Co-Current Fermentation
SSF	Simultaneous Saccharification and Fermentation
TRI	Taux de Rendement Interne
VAN	Valeur Actuelle Nette

LISTE DES ANNEXES

ANNEXE 1 – Article 1 - Partie I: Biorefinery implementation for recovery debottlenecking at existing pulp mills – Part I: Potential for debottlenecking.....	125
ANNEXE 2 - Article 1 - Partie II: Biorefinery implementation for recovery debottlenecking at existing pulp mills – Part I: Techno-economic evaluation.....	139
ANNEXE 3 - Article 2: Biomass availability and process selection for an integrated forest biorefinery	151
ANNEXE 4 - Hypothèses et bases de l'évaluation économique des options intimement intégrées	160
ANNEXE 5 - Bases pour l'établissement des bilans de masse et d'énergie des options LignoBoost et VPP.....	161
ANNEXE 6 - Les équations de mise à l'échelle du LignoBoost et des différentes sections du procédé VPP	162
ANNEXE 7 - Coûts d'investissement directs additionnels et coûts indirects.....	163
ANNEXE 8 - Développement détaillé du modèle utilisé pour l'évaluation du coût de transport de la biomasse	164
ANNEXE 9 - Bases d'évaluation économique des options de bioraffinage quasi autonomes	168
ANNEXE 10 - Méthode de développement d'équations de mise à l'échelle pour le calcul des coûts des équipements installés des sections de procédé des options de bioraffinage quasi autonomes.....	169
ANNEXE 11 - Exemple de développement d'une équation de mise à l'échelle (Saccharification & fermentation) (référence : [41]).....	171
ANNEXE 12 - Exemple d'équations de mise à l'échelle développées pour l'option considérant la production d'éthanol par traitement avec acide dilué en utilisant les résidus agricoles comme matière première.....	172

CHAPITRE 1 INTRODUCTION

La bioraffinerie représente une opportunité unique pour l'industrie forestière pour assurer sa durabilité en lui permettant de se transformer et de diversifier son portefeuille de produits. La bioraffinerie forestière opère avec les mêmes principes qu'une raffinerie pétrolière, mais au lieu du pétrole brut, la bioraffinerie utilise différents types de biomasse comme matière première. La bioraffinerie peut produire de l'énergie, différents types de combustibles liquides, un grand nombre de produits de commodité ou de spécialité, une large gamme de polymères et de biomatériaux.

La transformation des usines de pâtes et papiers existantes en bioraffineries intégrées a fait l'objet d'intenses travaux d'investigation et elle a été étudiée selon différentes perspectives. Trois principales stratégies d'implantation des technologies de bioraffinerie dans une usine existante de pâte et papiers peuvent être distinguées :

1. **Implantation des procédés intimement intégrés** : Cette stratégie consiste à implanter en retro-installation des technologies traitant les flux secondaires des usines de pâtes et papiers. Cette stratégie de transformation en bioraffinerie est la plus étudiée et les technologies impliquées sont en majorité bien établies. L'intégration de ces technologies a pour objectifs soit d'améliorer les opérations du procédé existant ou de créer d'autres sources de revenus en fabricant d'autres produits de valeur ajoutée. Parmi les méthodes de traitement proposées pour cette stratégie, on peut citer : (1) la valeur avant la mise en pâte (VPP) [1-4] qui regroupe les techniques d'extraction d'hémicellulose avant la mise en pâte, et (2) une nouvelle valeur à partir des liqueurs résiduelles [5] comprenant les différentes technologies de séparation de lignine ou de gazéification de liqueur noire.
2. **Réorientation des usines de pâtes non rentables en usines de production d'éthanol** : Cette stratégie a été proposée par Philips et al. [6] pour être appliquée aux usines de pâte Kraft non rentables qui utilisent le bois dur. L'idée globale pour cette stratégie est de réutiliser au maximum les équipements de l'usine de production de pâtes existante quand le procédé est transformé en procédé de production d'éthanol.
3. **Implantation des procédés quasi autonomes** : cette stratégie consiste à implanter dans les sites des usines de pâtes et papiers des procédés adjacents de bioraffinerie utilisant des

types classiques ou émergents de biomasse ligneuse. Dans ce cas, les procédés de bioraffinage ont leurs propres lignes de production et n'interfèrent pas directement avec les lignes existantes de mise en pâte. L'intérêt provient principalement de l'intégration du système énergétique du procédé existant et celui des nouveaux procédés, l'utilisation d'utilités centralisées, l'intégration de la chaîne d'approvisionnement en biomasse et le partage des frais généraux de production [7].

1.1 Problématique

Les usines de pâtes et papiers désirant implanter la bioraffinerie forestière vont faire face à un nombre de choix très important relié à la multitude d'options de procédé de bioraffinage possibles: différent types de biomasse, plusieurs technologies de prétraitement et de traitement et un grand nombre de produits potentiels. Mais ce choix s'avère aussi critique et décisif pour les usines dans la mesure où seulement un nombre limité de ces options peut assurer la réussite de la transformation de ces usines en bioraffinerie, trouver les bons compromis avec des facteurs critiques de conception comme le coût, la qualité et la disponibilité de la biomasse, la fiabilité des technologies, le volume et l'emplacement géographique du marché des bioproducts.

Les usines de pâtes et papiers doivent évaluer toutes les options de bioraffinerie possibles afin que les meilleures opportunités puissent être identifiées et ainsi réduire le risque de manquer une ou plusieurs options de procédé prometteuses. Mais ceci constitue un défi de conception de procédé majeur du fait qu'il n'est pas possible d'évaluer toutes les options de bioraffinage dans des phases de conception détaillées et il n'est pas faisable de déterminer les performances économiques et environnementales avec précision en utilisant des modèles de procédé ou de coûts détaillés. Il est alors impératif d'éliminer les options les moins prometteuses au stade préliminaire du processus de conception et réduire ainsi le nombre d'options à évaluer dans les phases de conception détaillée. Ce projet de maîtrise propose donc de définir une méthode systématique de conception pour comparer, identifier et éliminer les options de procédé de bioraffinage non prometteuses pour une usine existante de pâte et papiers au stade préliminaire du processus de conception de procédé.

1.2 Hypothèses et objectifs

Les hypothèses découlant de la problématique décrite ci-haut sont les suivantes :

Hypothèse principale

En dépit de la complexité de la bioraffinerie forestière et de la multitude d'options de procédé possibles pour une usine de pâte et papiers, une méthode de conception basée sur des évaluations technico-économique, des analyses de risque de procédé et captant les aspects liés à la disponibilité et à la qualité de biomasse et tenant compte des objectifs stratégiques de l'usine peut être utilisée pour la comparaison et l'élimination d'un grand nombre d'options de bioraffinage au stade préliminaire du processus de conception.

Les hypothèses secondaires associées à cette hypothèse principale sont les suivantes :

Sous-hypothèse 1

Une analyse systématique de risque de procédé basée sur la compréhension du principe d'opération des technologies est critique pour le choix de procédés de bioraffinage, particulièrement pour les procédés intimement intégrés au procédé de base.

Sous-hypothèse 2

Dû au manque d'informations précises au stade préliminaire de conception, une méthode systématique basée sur l'analyse d'impact de la disponibilité et de la qualité de la biomasse sur les performances économiques des procédés peut être appliquée pour éliminer un nombre d'options de bioraffinerie quasi autonomes.

Sous-hypothèse 3

Les procédés de bioraffinage peuvent être triés en considérant la stratégie ultime et les objectifs à long terme de l'usine de pâte et papiers.

Objectifs de l'étude

Les objectifs de ce projet de maîtrise sont les suivants:

Objectif principal

Développer une méthodologie systématique de conception pour comparer, identifier et éliminer les options de procédé de bioraffinage non prometteuses pour une usine existante de pâte et papiers au stade préliminaire du processus de conception.

Sous- objectif 1

Développer une approche de conception basée sur une évaluation techno-économique associée à une analyse de risque systématique de procédé (impacts d'intégration) pour comparer les options de bioraffinage intimement intégrées aux procédés de production de pâtes et papiers.

Sous- objectif 2

Démontrer une méthode de conception pour comparer et éliminer les options de bioraffinage quasi autonomes non prometteuses pour une usine de pâte et papiers.

Sous- objectif 3

Comparer et trier les procédés de bioraffinage intimement intégrés et ceux quasi autonomes en considérant la stratégie et les objectifs à long terme d'une usine de pâte et papiers.

1.3 Organisation et structure du mémoire

Ce mémoire de maîtrise intitulé «Méthode systématique de conception pour comparer les procédés de bioraffinage intégrés dans une usine existante de pâte et papiers» est un mémoire de maîtrise présenté par articles. Les deux articles découlant du projet sont présentés en annexes. Une synthèse et discussion générale des résultats sont toutefois présentées dans le corps du mémoire.

Le mémoire est subdivisé en 4 parties principales. La revue littérature est présentée dans le chapitre II. Dans cette section, les voies de traitement et les stratégies d'implantation de la bioraffinerie dans une usine existante de pâte et papiers sont revues systématiquement. Les méthodes de synthèse, conception, intégration et évaluation de procédé sont revues et les principales techniques pour modéliser les procédés et les coûts sont expliquées. Des exemples d'application de ces méthodes de conception dans le contexte de la bioraffinerie sont donnés. Les méthodes systématiques publiées pour la conception de produit et de procédé pour la bioraffinerie ont été aussi revues.

La méthodologie globale utilisée est présentée dans la chapitre III. Cette partie du mémoire explique en détails les principales étapes de la méthodologie de conception proposée et donne aussi une description globale de l'usine hôte du projet.

Le chapitre IV est une synthèse des deux articles découlant du projet. Le chapitre V est consacré à une discussion générale et souligne les inférences découlant de l'étude de cas. Finalement, les conclusions générales ainsi que les recommandations pour des travaux de recherches futures sont présentées dans le chapitre VI.

Le premier article découlant du projet considère l'évaluation et la comparaison des procédés de bioraffinage intimement intégrés dans une usine existante de pâte et papiers. L'article consiste globalement dans une évaluation technico-économique d'implantation d'options de bioraffinage pour le désengorgement du procédé existant afin d'augmenter la production de pâte et du papier. Cette partie de travail permet de voir l'implication des résultats de l'analyse de risque de procédé et d'impact sur les opérations du procédé de base dans le choix des procédés de bioraffinage intimement intégrés.

Le deuxième article considère l'implantation de la bioraffinerie quasi autonome pour la production de bioproduits et pour diversifier les revenus. Cette deuxième partie de l'étude consiste en une évaluation technico-économique d'une multitude de combinaisons produit-procédé. Cette partie de l'étude permet de démontrer une méthodologie de conception de procédé au stade préliminaire de conception permettant de comparer les options de bioraffinage quasi autonomes. Cette partie de l'étude permet aussi de mettre en évidence l'implication de la disponibilité et de la qualité de la biomasse autour d'une usine de pâtes existante dans le choix des configurations prometteuses de bioraffinerie.

CHAPITRE 2 REVUE DE LA LITTÉRATURE

2.1 Le bioraffinage forestier

2.1.1 Définition

Il n'y a pas une définition commune du bioraffinage forestier : STFI-Packforsk [5] ont défini le bioraffinage forestier comme étant l'utilisation complète de la biomasse et d'autres matières premières pour la production simultanée et économiquement optimisée de fibres, de produits chimiques et d'énergie. Pour Biorefinery taskforce [8], le bioraffinage forestier est l'utilisation efficace de l'ensemble du potentiel des matières premières et des flux secondaires du secteur de l'industrie forestière afin de produire une large gamme de produits de haute valeur ajoutée. Pour le laboratoire national sur les énergies renouvelables (LNER) [9], le bioraffinage est défini comme un ensemble d'installations qui intègrent les équipements et les procédés de conversion de la biomasse pour produire des combustibles, d'énergie et des produits chimiques.

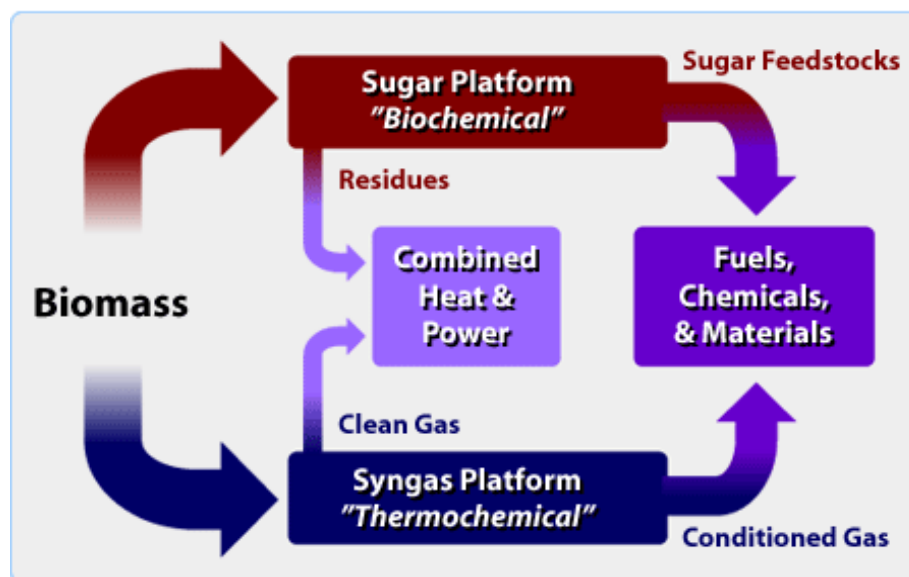


Figure 2-1: Représentation du concept du bioraffinage forestier [9]

Pour le laboratoire national sur les énergies renouvelables, le bioraffinage est basé sur l'existence de deux plateformes (Figure 2-1): La plateforme biochimique basée sur les procédés de conversion biochimique et qui se focalise sur la fermentation des sucres dérivés des hydrates

de carbone contenus dans la biomasse et la plateforme thermochimique basée sur les procédés de conversion thermochimique et qui se concentre principalement sur la gazéification de la biomasse et l'utilisation des gaz de synthèse ainsi produits pour la synthèse de produits chimiques et des biocarburants.

Le bioraffinage forestier permet de diversifier la production de l'industrie forestière en valorisant l'ensemble des composants de la biomasse et en les transformant en produits de valeur ajoutée. Le bioraffinage donne la possibilité de produire différents produits pour la chimie fine, des polymères, des matériaux composites, des produits pour l'industrie pharmaceutique, de l'énergie verte, des combustibles liquides et d'hydrogène.

Il y a une forte ressemblance entre le bioraffinage forestier et le raffinage pétrolier. Dans une raffinerie pétrolière, différents types de carburants et de produits chimiques sont produits à partir du pétrole. De façon analogue, le bioraffinage utilise différents types de biomasse pour produire différents produits chimiques, différents combustibles et de l'énergie verte.

2.1.2 Classification des procédés de bioraffinage

Les procédés de bioraffinage peuvent être classés en se basant sur une multitude de critères, incluant le type de la matière première utilisée, le principe d'opération des technologies ou bien le type des produits finaux. Thorp et al. [10], a regroupé les procédés de bioraffinage dans deux voies de transformation principales: la voie biochimique et de la voie thermochimique. Mais d'autres auteurs font référence à la voie chimique [11].

2.1.2.1 La voie biochimique

La voie biochimique regroupe tous les procédés combinant les technologies de prétraitement de la biomasse, les technologies d'hydrolyse des hydrates de carbone contenus dans la biomasse et les procédés de fermentation des mono-sucres ainsi obtenus en produits de valeur ajoutée.

Prétraitement de la biomasse

L'objectif de l'étape de prétraitement est de détruire les couches de lignine qui entourent les fibres de cellulose, réduire la cristallinité de la cellulose, augmenter la porosité de la matière pour la rendre plus accessible pour l'étape subséquente d'hydrolyse. La qualité de prétraitement est déterminante pour assurer des rendements élevés en mono-sucres après la dernière étape

d'hydrolyse. Le prétraitement peut être physique, chimique ou biologique. Beaucoup de technologies de prétraitement ont été développées, mais le choix d'une technologie de prétraitement n'est pas trivial et peut être dicté par la nature de la matière première utilisée. Dans une étude étendue faite par CAFI (Consortium pour les principes fondamentaux de raffinage de la biomasse et innovation) [12, 13] pour comparer les technologies de prétraitement, il a été constaté que l'expansion de fibres à l'ammoniac (AFEX) est plus efficace pour le prétraitement de la canne de maïs, mais pour le bois du peuplier, les technologies à base d'oxyde de calcium (la chaux) ou de dioxyde de soufre sont plus efficaces.

Les Tableaux 2.1, 2.2 et 2.3 donnent quelques exemples de technologies de prétraitement physique, chimique et biologique.

Tableau 2.1: Exemples de technologies de prétraitement physique

Méthodes de prétraitement physique	Conditions opératoires	Avantages, désavantages et autres commentaires
Fragmentation à la vapeur	<ul style="list-style-type: none"> - $P = 2,5 - 7 \text{ MPa}$ - $T = 180 - 280^\circ\text{C}$ 	<ul style="list-style-type: none"> - Technologie établie. - Nécessite beaucoup d'énergie. - Il n'y a pas de problèmes de corrosion.
Expansion des fibres à l'ammoniac (AFEX)	<ul style="list-style-type: none"> - Ammoniac liquide - $T = 90 - 100^\circ\text{C}$ 	<ul style="list-style-type: none"> - Il n'y a pas de production d'inhibiteurs. - L'ammoniac est récupérable. - Impacts environnementaux dus à l'utilisation de l'ammoniac.
Fragmentation au CO_2	<ul style="list-style-type: none"> - CO_2 en phase supercritique - $P > 7,3 \text{ MPa}$ - $T > 31^\circ\text{C}$ 	<ul style="list-style-type: none"> - Thème de recherche. - Il n'y a pas d'impacts négatifs sur l'environnement.

Tableau 2.2: Exemples de technologies de prétraitement chimique

Méthodes de prétraitement chimique	Conditions opératoires	Avantages, désavantages et autres commentaires
Prétraitement avec un acide concentré	<ul style="list-style-type: none"> - Acides forts (HCl, H₂SO₄). - Basses températures 	<ul style="list-style-type: none"> - Technologie établie. - Non économique s'il n'y a pas une récupération efficace de l'acide. - Problème de corrosion.
Prétraitement avec un acide dilué	<ul style="list-style-type: none"> - Acides dilués (H₂SO₄~1%) - Hautes températures 	<ul style="list-style-type: none"> - Technologie établie. - Production d'inhibiteurs. - Problème de corrosion.
Prétraitement organosolv	<ul style="list-style-type: none"> - Solvants organiques (éthanol, acide acétique...) - T = 150 - 200°C 	<ul style="list-style-type: none"> - Pas de production d'inhibiteurs. - Non économique s'il n'y a pas une récupération efficace du solvant.

Tableau 2.3: Exemples de technologies de prétraitement biologique

Méthodes de prétraitement biologique	Conditions opératoires	Avantages, désavantages et autres commentaires
Prétraitement avec des fungi	<ul style="list-style-type: none"> - Différents types de fungi 	<ul style="list-style-type: none"> - Thème de recherche. - Une conversion très lente.
Prétraitement avec des bactéries	<ul style="list-style-type: none"> - Différents types de bactéries 	<ul style="list-style-type: none"> - Thème de recherche. - Une conversion très lente.

Hydrolyse

L'hydrolyse a pour objectif de diviser les oligomères d'hydrates de carbone en mono-sucres prêts pour la fermentation. L'hydrolyse peut être acide ou enzymatique. L'hydrolyse acide peut être réalisée par un acide dilué ou par un acide concentré. L'hydrolyse avec un acide dilué nécessite des températures d'opération élevées et produit un grand nombre d'inhibiteurs comme les furanes et les acides organiques. D'autre part, l'hydrolyse avec un acide concentré nécessite de grandes quantités d'acide et devient par conséquent peu rentable si l'acide n'est pas récupéré efficacement. L'hydrolyse enzymatique à l'aide de cellulase ne génère pas d'inhibiteurs et elle est considérée comme étant la technique la plus prometteuse.

Fermentation

Il existe de nombreuses configurations de procédé pour la fermentation des mono-sucres issus de l'hydrolyse en produits finis. La Figure 2-2 montre les configurations de procédé de fermentation pour la production d'éthanol:

- Hydrolyse et fermentation séparées (SHF): les étapes d'hydrolyse et de fermentation sont réalisées séparément ce qui offre une certaine flexibilité au procédé [14].
- Saccharification et fermentation simultanées (SSF): cette configuration de procédé combine l'hydrolyse et la fermentation dans la même étape de traitement. SSF est considéré comme étant très efficace pour la production d'un produit spécifique tel que le bioéthanol [14].
- Saccharification et co-fermentation simultanée (SSCF): l'hydrolyse et la fermentation des sucres C5 et C6 sont réalisées en même temps.
- Bio-traitement consolidé (CBP): dans cette configuration, les étapes de production de cellulase, l'hydrolyse et la fermentation des sucres C5 et C6 sont réunies dans la même étape de traitement.

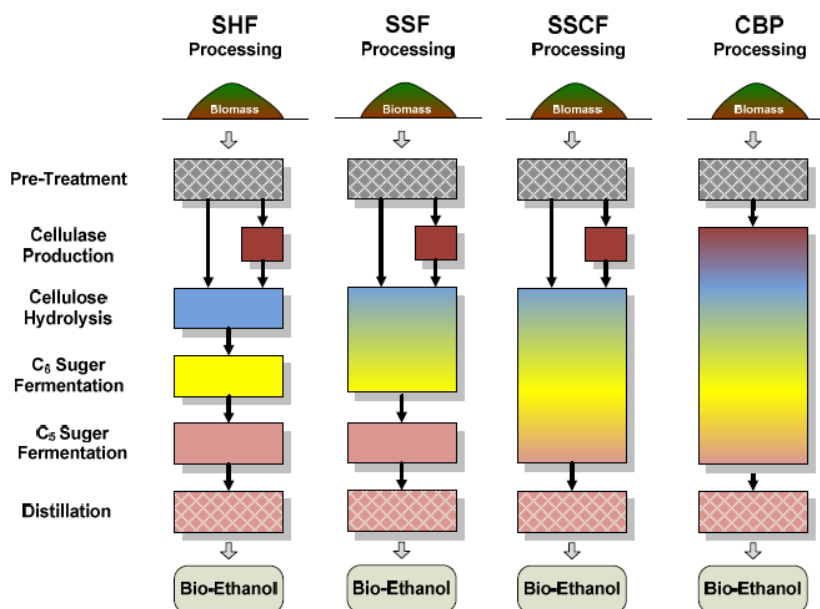


Figure 2-2: Configurations de procédé de fermentation pour la production d'éthanol [15]

2.1.2.2 La voie thermochimique

La voie thermochimique utilise les technologies de conversion thermique pour convertir la biomasse en bio-huile ou en gaz de synthèse. La liquéfaction directe (pyrolyse) et la liquéfaction indirecte (gazéification) sont les deux principales technologies thermochimiques.

Pyrolyse

La pyrolyse est le traitement thermique de la biomasse en l'absence d'oxygène et conduit à la production de biochar, les gaz permanents, et les vapeurs qui se condensent à température ambiante pour former un liquide noir appelé bio-huile. La distribution des produits de pyrolyse entre gaz permanents, liquide et biochar dépend des conditions opératoires de pyrolyse. La pyrolyse rapide, comparée aux autres techniques de pyrolyse, conduit à un rendement élevé en bio-huile.

Gazéification

Dans la gazéification, la biomasse est convertie en gaz de synthèse. Beaucoup de techniques de gazéification ont été développées: à l'air soufflé ou à l'oxygène soufflé, à chauffage direct ou à chauffage indirect. Le gaz de synthèse produit est ensuite nettoyé et transformé biologiquement ou chimiquement en différents produits à travers l'étape de synthèse.

2.1.2.3 La voie chimique

La voie chimique regroupe toutes les autres technologies de bioraffinage qui ne peuvent être classées dans les deux voies de traitement précédentes. Parmi ces technologies, on peut citer les technologies de séparation et de transformation de lignine en produits de valeur ajoutée. En effet, la lignine constitue une matière première potentielle pour la production d'un grand nombre de produits chimiques et de biomatériaux. La lignine peut être obtenue des liqueurs résiduelles des procédés de mise en pâte ou des procédés de fractionnement de la biomasse. Les propriétés physico-chimiques de la lignine dépendent de la qualité de la biomasse et du procédé utilisé pour le traitement de la biomasse et pour la séparation de lignine. La masse moléculaire moyenne, la distribution des longueurs de chaînes, la quantité des groupes réactifs, la solubilité dans l'eau et d'autres propriétés physico-chimiques peuvent être sensiblement différentes d'un type de lignine à l'autre. Le choix des produits qui vont être fabriqués à partir de la lignine doit prendre en considération ces variations dans les propriétés de lignine.

2.1.3 Bioraffinerie forestière intégrée aux usines de pâtes et papiers (BRFI)

2.1.3.1 Transformation des usines de pâtes et papiers en BRFI

La bioraffinerie a été identifiée comme étant l'un des moyens le plus prometteur pour les usines de pâtes et papiers afin de développer leurs activités et diversifier leurs revenus [16-18].

La transformation des usines de pâtes et papiers existantes en bioraffineries a été étudiée selon diverses perspectives et différentes stratégies d'implantation des technologies de bioraffinerie ont été proposées. L'une des stratégies de conversion des usines de pâtes en BRFI la plus étudiée consiste en l'intégration de technologies de bioraffinage qui utilisent les flux secondaires des usines de pâtes comme matière première. Parmi les stratégies de traitement proposées, on peut citer la création de valeur avant la mise en pâte (VPP) [1-4] et la nouvelle valeur à partir des liqueurs résiduelles [5]. Les procédés VPP consistent à séparer une quantité d'hémicellulose avant la cuisson des copeaux de bois et transformer cette hémicellulose en produits de valeur ajoutée. La nouvelle valeur des liqueurs résiduelles fait référence aux technologies de gazéification de liqueur noire ou de séparation de lignine de la liqueur noire.

D'un autre point de vue, Philips et al. [6] ont étudié la réorientation des usines de pâte non rentables en usines de production d'éthanol. Ceci peut être réalisé par la réutilisation maximale des équipements existants d'usines de pâtes dans un procédé de production d'éthanol.

Une autre stratégie d'implantation de la bioraffinerie intégrée et qui commence à recevoir un intérêt particulier est l'implantation dans les sites des usines de pâtes et papiers, des procédés parallèles de bioraffinage. Ces nouveaux procédés utilisent des types classiques ou émergents de biomasse pour produire différents types de produits. Dans ce cas, les procédés de bioraffinerie ont leurs propres lignes de traitement et n'interfèrent pas directement avec les lignes existantes de mise en pâte. Les avantages d'intégration proviennent principalement de l'intégration des systèmes énergétiques du procédé existant et celui des nouveaux procédés, l'utilisation des utilités centralisées, l'intégration de la chaîne logistique et le partage des frais généraux de fabrication. Dans cette perspective d'implantation de bioraffinerie, Hytönen et al. [7] ont fait une évaluation systématique des procédés de production de bioéthanol intégrés dans une usine de pâte Kraft. Les options de bioraffinerie considérées utilisent des matières premières classiques ou émergentes comme les résidus forestiers, la canne de maïs ou des résidus issus des industries de transformation agroalimentaire. Selon les auteurs, l'intégration de la bioraffinerie permet non seulement d'obtenir de nouveaux revenus provenant de la fabrication de nouveaux bioproduits mais aussi de réduire les coûts de production de pâte.

2.1.3.2 Technologies de bioraffinage destinées à l'industrie des pâtes et papiers

Il y a plusieurs technologies de bioraffinage qui sont conçues spécialement pour l'industrie de pâtes et papiers. Ces technologies traitent les flux secondaires des usines des pâtes et papiers. Ces technologies sont implantées en retro-installation dans l'objectif d'améliorer les opérations du procédé existant ou de créer de nouvelles sources de revenus. Wising et al. [19] ont présenté un aperçu des technologies les plus développées et qui ont fait l'objet d'un intérêt particulier. Parmi les technologies qu'ils ont revues, on peut citer: la séparation de lignine, l'extraction de l'hémicellulose et la gazéification de la liqueur noire.

- La séparation de lignine: Il y a trois principales méthodes pour séparer la lignine: L'ultrafiltration, l'électrolyse et la précipitation par acidification de la liqueur noire. La précipitation par acidification utilisant le CO₂ comme agent d'acidification est la technologie la plus prometteuse et la mieux établie à l'heure actuelle. Le principe

d'opération de cette technologie consiste à abaisser le pH de la liqueur noire pour précipiter la lignine, suivi des étapes de filtration et de lavage de la lignine ainsi précipitée. La solubilité de la lignine dépend essentiellement de la masse moléculaire des fragments de lignine contenus dans la liqueur noire et du pH de la liqueur noire. De plus la masse moléculaire de la lignine est basse de plus il est nécessaire d'abaisser le pH pour précipiter cette lignine.

La précipitation de la lignine de la liqueur noire permet de récupérer le surplus énergétique des usines modernes qui sont caractérisées par une efficacité énergétique élevée. Cette technologie permet aussi le désengorgement de la chaudière de récupération afin d'augmenter la production de pâte [20, 21] .

- L'extraction de l'hémicellulose avant la mise en pâte: l'extraction de l'hémicellulose des copeaux de bois avant la cuisson et sa transformation en bioéthanol ou autres produits est considérée comme une opportunité importante pour l'industrie des pâtes et papiers. Plusieurs techniques ont été considérées pour l'extraction de l'hémicellulose. Mao et al. [3] ont considéré l'extraction d'hémicellulose du bois dur dans des conditions proches du milieu neutre. Selon les auteurs, une fraction d'environ 10% massique du bois sec peut être extraite. Frederick et al. [2] ont considéré la préhydrolyse avec un acide dilué pour l'extraction de l'hémicellulose du bois des résineux. Dans l'évaluation du prix de production d'éthanol par ce procédé, les auteurs ont considéré plusieurs taux d'extraction allant de 6 à 18% du bois sec. Amidon et al. [1] ont considéré l'extraction de l'hémicellulose des copeaux de bois d'érable en utilisant l'eau chaude. Al-Dajani et al. [4] ont considéré l'extraction de l'hémicellulose des copeaux de tremble en utilisant une solution basique à base de NaOH. Selon les auteurs, il est possible de séparer de 40 à 50 kg d'hémicellulose par tonne de copeaux de bois sans modifier la qualité de la pâte Kraft produite.

L'extraction d'hémicellulose avant la mise en pâte ne permet pas seulement de produire de l'éthanol et d'autres coproduits comme l'acide acétique, mais elle donne l'opportunité pour désengorger le procédé et augmenter le taux de production de pâtes [3].

- La gazéification de la liqueur noire: cette technologie devrait remplacer les chaudières de récupération dans les usines de pâtes et papiers. Il y a principalement 2 options pour

l'intégration de la gazéification de la liqueur noire: la gazéification de la liqueur noire en cycle combiné pour produire l'électricité, et la gazéification de la liqueur noire pour produire des combustibles liquides et des produits chimiques verts. Dans la première option, le gaz de synthèse issu de la gazéification est utilisé comme combustible et source d'énergie pour produire de l'électricité alors que dans la seconde option, les gaz de synthèse sont utilisés pour la synthèse de biocarburants ou des produits chimiques verts.

Il y a 2 technologies principales de gazéification en développement: la gazéification sous pression et la gazéification à pression atmosphérique. La première technologie est commercialisée par Chemrec AB et la seconde est commercialisée par ThermoChem Recovery International (TRI).

2.1.3.3 Étapes d'implantation du bioraffinage dans les usines de pâtes et papiers

Chambost et al. [22] ont proposé une approche stratégique pour l'implantation de la bioraffinerie forestière dans les usines existantes de pâtes et papiers.

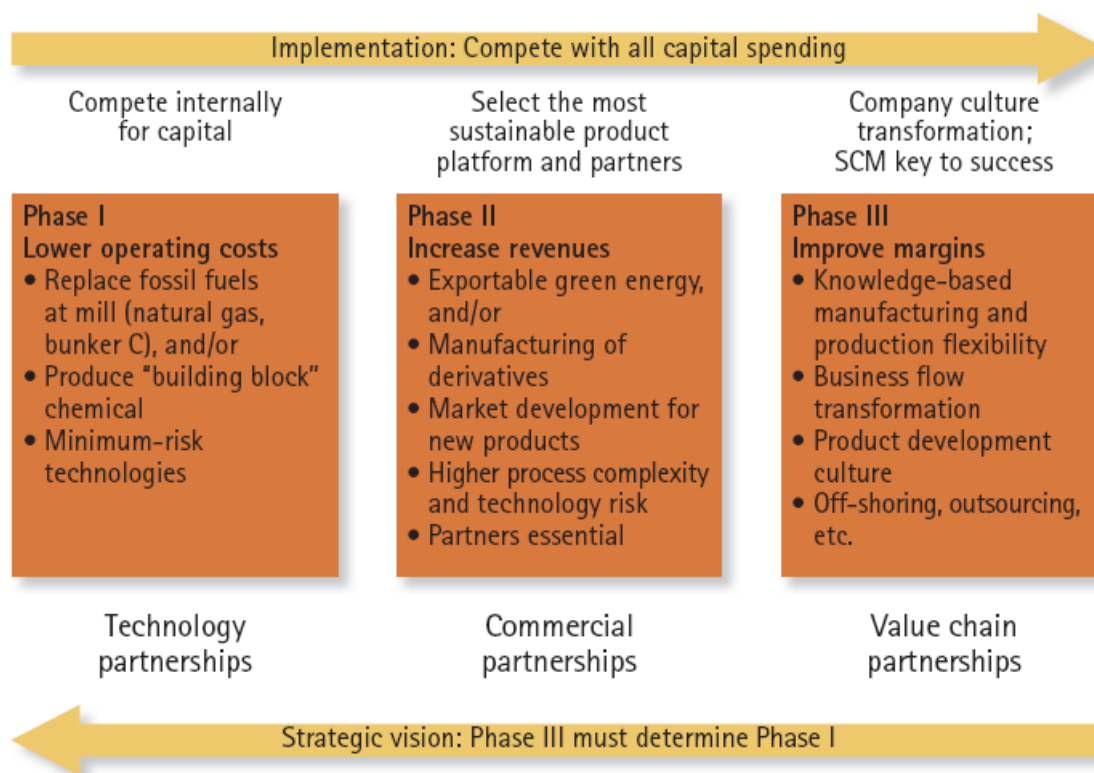


Figure 2-3: Approche progressive pour l'implantation de la bioraffinerie intégrée [22]

L'approche, comme elle est présentée sur la Figure 2-3, consiste en 3 phases progressives: phase I, II et III :

- Phase I : l'objectif principal de la première phase de la stratégie est d'améliorer l'activité principale de l'usine en réduisant les coûts d'opération du procédé de production de papier. Dans cette première phase, l'usine doit définir les projets de bioraffinerie qui visent à réduire les coûts d'opération par l'utilisation, par exemple des combustibles issus de traitement de la biomasse à la place des combustibles fossiles.

La phase I de la stratégie ne comporte pas un risque du marché puisque le produit de bioraffinage sera consommé à l'usine, mais pour réussir cette première phase, l'entreprise doit exploiter au maximum son savoir-faire en matière de collecte de la biomasse, l'exploitation des usines à copeaux et du procédé de mise en pâte.

- Phase II : l'objectif de la deuxième phase de la stratégie est de créer des nouvelles ressources grâce à la fabrication de nouveaux produits de valeur ajoutée résultant de l'implantation de la BRFI. Les nouveaux revenus peuvent être issus des produits fabriqués par le développement d'une famille de produits basée sur un produit chimique de base qui est produit suite à l'implantation de la bioraffinerie à la phase I, par exemple le bioéthanol ou les gaz de synthèse. À ce stade d'implantation de la bioraffinerie, les risques liés à la complexité du procédé et de la chaîne d'approvisionnement deviennent importants. Les préoccupations stratégiques suite à l'implantation de la bioraffinerie doivent aussi être analysées et des combinaisons produit-procédé doivent être choisies minutieusement pour minimiser les risques liés au marché et pour augmenter la rentabilité au niveau de la chaîne d'approvisionnement. La phase II comprend la définition d'un nouveau modèle d'affaire et l'identification d'un portefeuille de produits à fabriquer, qui assurera la durabilité de la BRFI.

Afin de faire face à des obstacles d'ordre financier ou à des difficultés pour la distribution des produits, l'entreprise devrait recourir à un partenariat avec des partenaires de l'extérieur du secteur forestier.

- La phase III : la dernière phase vise à augmenter les résultats financiers et les marges bénéficiaires en améliorant la stratégie de distribution des produits par l'optimisation de la

chaîne d'approvisionnement et en exploitant la flexibilité au niveau du procédé et au niveau de la chaîne d'approvisionnement.

Selon les auteurs de cette stratégie d'implantation de la BRFI, pour garantir la réussite de transformation d'une usine de pâtes et papiers en BRFI, les compagnies forestières doivent définir les trois phases avant de se lancer dans la phase I.

2.1.4 Risques technologiques et du marché pour la bioraffinerie

Comme il est indiqué dans les sections précédentes, il y a un grand nombre de technologies de bioraffinage qui sont proposées pour le traitement des différents types de biomasse. Plusieurs technologies ont été développées spécialement pour qu'elles soient intégrées aux procédés des usines de pâtes et papiers. Il y a aussi un grand nombre de bioproduits qui sont présentés comme des produits de substitution ou de remplacement des produits existants. Mais, il y a très peu de travaux de recherche pour la conception de la bioraffinerie qui se sont intéressés aux différents risques de la bioraffinerie. En effet, la bioraffinerie renferme des risques technologiques importants liés principalement au fait que les technologies ne sont pas prouvées à l'échelle industrielle. Nous avons vu par exemple que plusieurs technologies de prétraitement de la biomasse sont toujours à l'échelle de laboratoire. La mise à grande échelle de ces technologies n'est pas connue et les coûts d'investissement ou d'opération requis ne peuvent être estimés à ce stade de développement de ces technologies. Ceci s'applique aussi sur les technologies de traitement et de séparation des produits finis. Il est difficile par exemple de savoir si la pureté voulue des produits finis peut être atteinte avec les technologies de purification proposées. Pour les technologies destinées à être intégrées aux usines de pâtes et papiers, le risque liés aux impacts négatifs après l'intégration sur la qualité de la pâte produite, le fonctionnement des lignes de mise en pâte, le cycle de récupération des matières inorganiques ou les systèmes axillaires comme celui de traitement des effluents est généralement négligé.

Concernant la conception des produits de bioraffinage, plusieurs bioproduits et biomatériaux sont proposés pour le remplacement ou la substitution des produits existants, mais les propriétés exactes de ces produits et leurs fonctionnalités ne sont pas généralement bien déterminées. La capacité de ces produits à remplacer effectivement les produits existants n'est pas prouvée et leur aptitude à pénétrer les marchés existants est incertaine.

La conception de bioraffinerie devrait inclure une composante de recherche et développement aux différents stades de conception de produit et de procédé afin de minimiser et de composer avec les différents risques caractérisant la bioraffinerie forestière.

2.2 Conception de procédé

2.2.1 Conception de définition de procédé

Selon Douglas [23], la conception de définition de procédé (conception préliminaire) est l'activité créatrice avec laquelle on génère des idées et on les traduit ensuite sous forme d'installations et de procédés pour la production de nouveaux produits ou pour une amélioration significative de la valeur des produits déjà existants.

La conception de définition de procédés désigne la partie de la réalisation d'un projet qui traite avec les éléments de base qui définissent un procédé: diagramme d'écoulement, bilans de masse et d'énergie, les spécifications et performances des équipements, les besoins en utilités, les aspects liés à la sécurité et à l'environnement, ainsi que l'efficacité économique. Dans la conception de définition d'un procédé, l'accent est mis sur le comportement du procédé en tant qu'un système que sur le dimensionnement et les performances des équipements du procédé. La conception de définition de procédé joue un rôle décisif dans le coût d'investissement d'une usine de traitement chimique. Une décision erronée dans la phase préliminaire de conception va se propager tout le long du processus de conception détaillée de procédé et de l'achat des équipements [24].

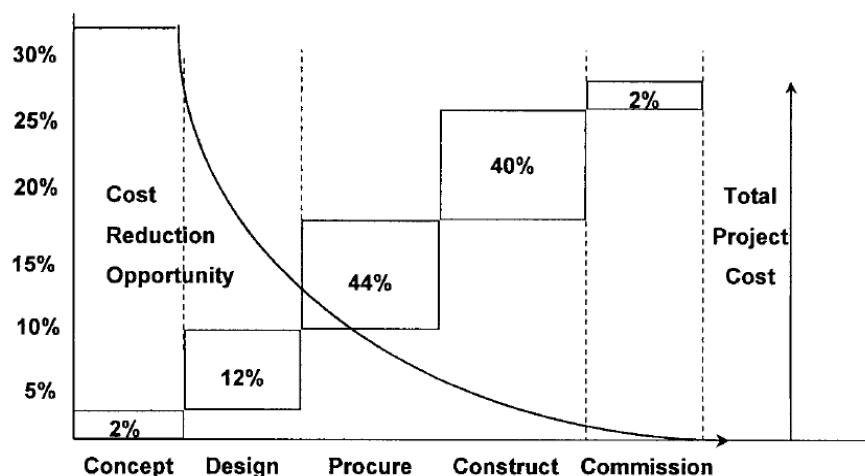


Figure 2-4: Les incitations économiques dans un projet de conception de procédé [25]

La Figure 2-4 illustre les incitations économiques d'un projet d'usine chimique, de la phase de conception à la phase de commissions [25]. Il est clair que les opportunités d'économies sur les coûts du projet sont très importantes à la phase du concept où il est possible de faire des réductions de coûts allant jusqu'à 30% du coût total du projet. Les opportunités pour la réduction des coûts du projet deviennent presque nulles quand on est à la phase de construction.

2.2.2 Types de conceptions de procédé

Dépendamment de la précision souhaitée, les ingénieurs en conception de procédés classifient les types de conceptions de procédé comme suit [24] :

- Estimation d'ordre de grandeur.
- Conception préliminaire.
- Conception avec estimations détaillées.
- Conception finale.

Le premier type de conception n'est pas une conception de procédé en elle même, mais c'est juste une procédure d'estimation qui a pour objectif général d'estimer le niveau d'investissement requis pour un projet donné de conception de procédé.

La conception préliminaire a pour objectif de déterminer si un projet donné s'avère intéressant et si un travail d'investigation plus poussé est justifié. La conception préliminaire est basée sur des estimations approximatives des coûts et peu de détails sont inclus.

Si les résultats de la conception préliminaire ont montré qu'un projet pourrait être intéressant, des estimations détaillées vont être établies. Dans ce type de conception, les coûts et la rentabilité sont calculés avec plus de précisions.

Quand les calculs détaillés montrent que le projet devrait présenter un succès commercial, on passe à la conception finale du procédé. Cette étape intervient juste avant l'étape de construction et de l'installation du procédé. Dans cette étape, les spécifications détaillées de tous les composants du procédé sont déterminées avec précision et toutes les informations nécessaires pour passer à l'étape de construction et installation sont fournies.

2.2.2.1 Conception préliminaire

Pour préparer la conception préliminaire d'un procédé, les ingénieurs en conception utilisent les diagrammes de procédé développés lors de l'étape de création du procédé. Si beaucoup d'options de procédé ont été présentées, une comparaison entre ces options est requise afin de déterminer celles qui sont les plus prometteuses et qui doivent faire l'objet d'analyses plus détaillées.

Dans cette étape du processus de conception, les spécifications du produit final et des coproduits, la disponibilité des matières premières et d'autres facteurs généraux pour la conception doivent être définis. Dans cette étape, des bilans de masse et d'énergie globaux doivent être définis et les coûts des équipements doivent être estimés [24].

2.2.2.2 Conception avec estimations détaillées

Dans cette étape de conception, des estimations détaillées des options de procédé jugées intéressantes dans la première phase doivent être faites. Les calculs détaillés des bilans de masse et d'énergie, les paramètres d'opération, la demande en utilités et les calculs détaillés du coût d'investissement, des coûts de production et le calcul de la rentabilité sont requis pour cette étape.

Les spécifications des installations accessoires comme le système d'évacuation des effluents, l'éclairage, le système de lutte contre l'incendie doivent aussi être définies.

2.2.2.3 Conception finale

La conception finale d'un procédé, est la dernière étape du processus de conception. Dans cette étape, on complète les détails concernant les coûts des équipements et de toutes les installations accessoires. Des dessins des équipements spécifiques doivent être faits pour les remettre aux fabricants d'équipements. Les conditions de sécurité et l'impact sur l'environnement doivent être analysés.

2.2.3 Approches générales de conception et de synthèse de schémas de procédé

Une des principales étapes dans la conception d'un procédé pour la production d'un produit chimique défini est le développement du diagramme d'écoulement du procédé. Cette étape comprend alors la construction de tous les diagrammes possibles, l'évaluation de ces diagrammes et la sélection du diagramme le plus approprié pour la fabrication du produit désiré. La sélection

du diagramme de procédé est considérée comme l'une des étapes les plus critiques du processus de conception de procédés puisque seulement un diagramme optimal peut assurer un maximum de rentabilité avec un impact environnemental minimal.

Deux principales approches sont utilisées pour la synthèse des diagrammes de procédé. L'approche hiérarchique et la méthode algorithmique [24].

2.2.3.1 Approche hiérarchique

La méthode hiérarchique pour la synthèse de diagrammes de procédé, dont les étapes générales sont représentées sur le diagramme de la Figure 2-5, est basée sur des techniques heuristiques qui sont fondées sur des expériences précédentes et la bonne connaissance du domaine de conception de procédé.

Les étapes générales associées à cette approche sont les suivantes [24]:

Information sur le procédé

Pour la fabrication d'un produit choisi, une recherche d'informations techniques sur le produit ainsi que sur les différents procédés qui peuvent être utilisés pour son obtention est nécessaire. Toutes les informations sur le produit doivent être collectées ou estimées. S'il s'agit d'un produit nouveau, les données d'expériences de laboratoires ou provenant des unités pilotes et des évaluations du marché peuvent être utilisées.

Diagramme entrée/sortie

En deuxième étape, il est nécessaire d'examiner toutes les voies chimiques possibles pour l'obtention du produit choisi. Des diagrammes entrée/sortie montrant les principaux flux entrants et sortants avec un bilan de matières global permet d'identifier et d'éliminer les options dont la valeur des matières premières excède à celle des produits. Dans cette étape, toutes les options qui paraissent irréalisables pour diverses raisons doivent être éliminées.

Diagramme de fonctions

Pour chaque voie de traitement chimique sélectionnée dans l'étape précédente, on doit déterminer et présenter toutes les fonctions majeures du procédé associé à cette voie (prétraitement, conversion chimique, séparation, purification, etc.). Dans cette étape, il est aussi

important de représenter les besoins en chauffage ou en refroidissement dans les différentes étapes du procédé.

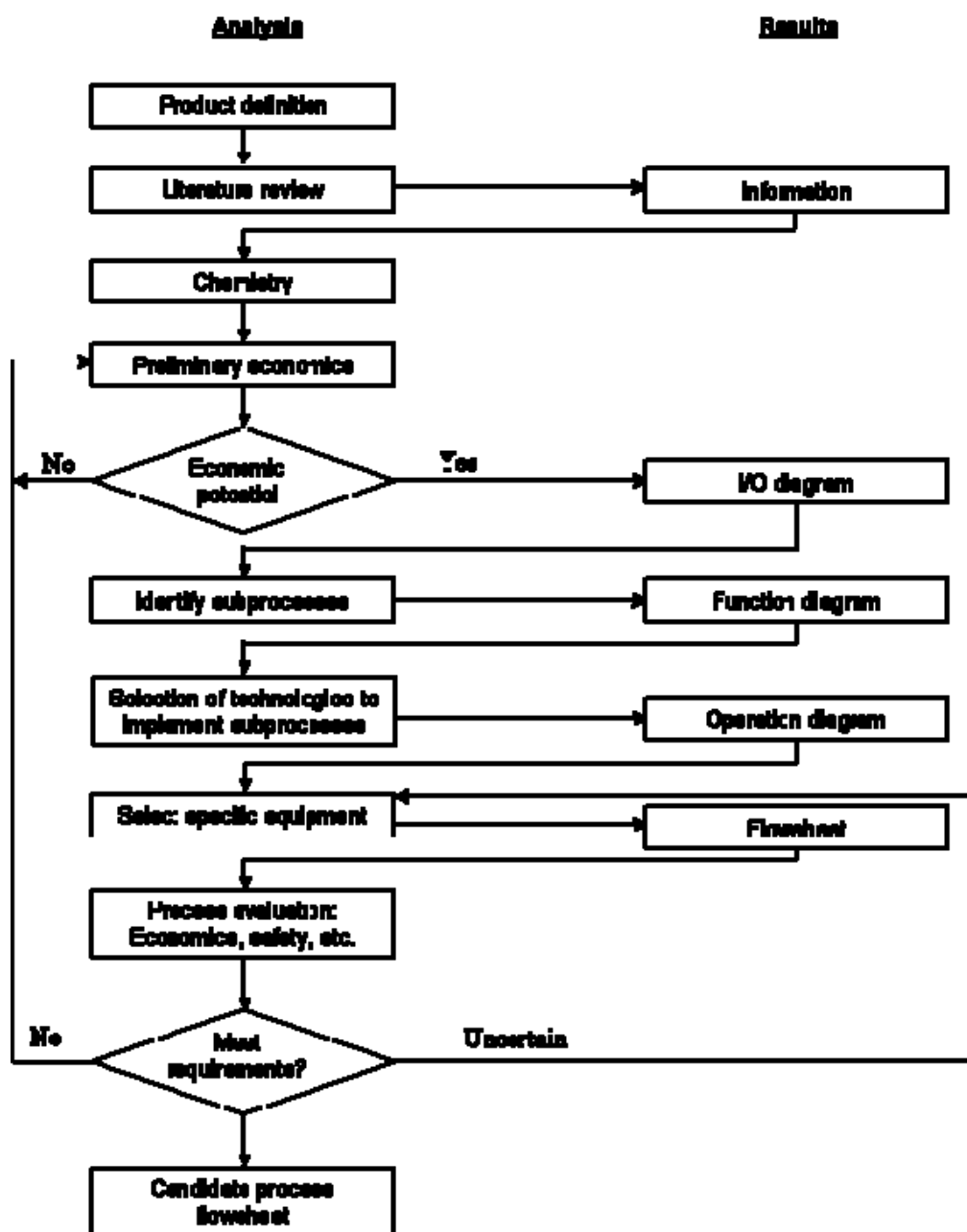


Figure 2-5: Approche hiérarchique pour la conception et la synthèse des schémas de procédé [24]

Diagramme d'opérations

Dans cette étape, on sélectionne les technologies nécessaires pour accomplir les opérations du procédé. Des technologies de traitement doivent être choisies pour assurer le changement de

température, de phase ou atteindre la pureté désirée. Dans cette étape, on doit par exemple choisir entre la distillation, la rectification, l'adsorption, la séparation par membranes ou l'extraction pour atteindre la pureté nécessaire. Cette étape demande de bonnes connaissances en conception de procédé et des technologies disponibles. Cette étape permet de développer les différents diagrammes d'opérations pour la fabrication du produit désiré.

Diagramme d'écoulements

Dans cette étape, les équipements nécessaires pour les différentes étapes du procédé et leur nombre sont définis. Le résultat de cette étape est un diagramme d'écoulements détaillé permettant de déterminer avec précision les bilans de matières et d'énergie.

Diagramme de base et optimisation

Avec les diagrammes d'écoulements obtenus pour les différentes voies sélectionnées, des bilans de matières et d'énergie détaillés doivent être calculés. Ceci permet de quantifier les différentes options de procédé. Avec l'utilisation d'un logiciel de simulation, les paramètres clés de conception et les dimensions des équipements peuvent être déterminés. Après l'optimisation de chaque option de procédé, l'option doit être évaluée pour déterminer sa rentabilité et son impact sur l'environnement. Après cette évaluation, la meilleure des options peut être sélectionnée.

2.2.3.2 Approche algorithmique

La méthode algorithmique pour la conception et la synthèse de diagrammes de procédé consiste à utiliser les outils mathématiques pour générer et évaluer tous les diagrammes de procédé possibles. Les principales étapes de cette méthode sont représentées sur la Figure 2-6 [24].

La méthode algorithmique fait recours à la théorie graphique (graphes de procédé). En utilisant les graphes de procédé, la méthode de conception génère des modèles structurés de schémas de procédé qui sont conçus par l'utilisation de différents algorithmes. Ces algorithmes sont fondés sur une série d'axiomes qui sont reliés à la combinaison possible des différentes opérations unitaires dans un procédé chimique.

Graphes de procédé

Sont des représentations graphiques des flux de matières et des opérations unitaires. Ces graphes permettent de définir tous les flux de matières et toutes les opérations unitaires possibles et ainsi générer toutes les combinaisons possibles.

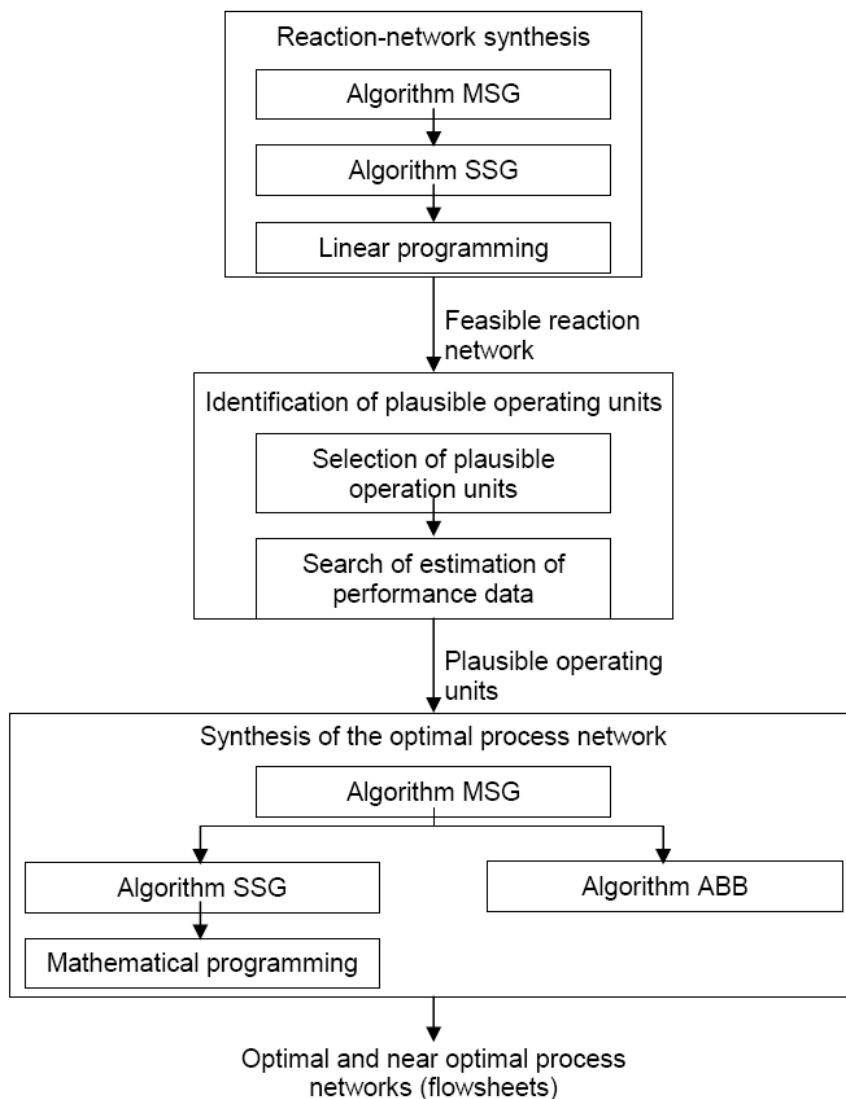


Figure 2-6: Approche algorithmique pour la conception et la synthèse des schémas de procédé [24]

Définition du problème

La première étape pour la synthèse de schémas de procédé est de définir toutes les étapes de traitement possibles dans le procédé et tous les produits intermédiaires qui leurs sont associés.

Ainsi, le problème est symboliquement représenté comme un problème de synthèse de procédé (P, R, O) , ce qui veut dire que le problème est défini en tenant compte des spécifications d'un ensemble de matières premières R , des spécification du produit P et en tenant compte de toutes les unités de traitements possibles O . l'ensemble des matières résultantes M est défini automatiquement des ensembles P , R et O .

Le P-graph (M, O) signifie le P-graph qui représente les schémas de procédé contenant toutes les matières et les unités de traitement. Le P-graph (m, o) représente le P-graph qui représente des schémas des parties de procédé contenant une partie des matières et une partie des unités de traitement.

Axiomes

L'approche de conception et de synthèse de schémas de procédé est fondée sur 5 axiomes. Durant la sélection de schémas de procédé, seulement les présentations du P-graph (m, o) qui vérifient les 5 axiomes ci-dessous seront considérés.

- A1 : Tous les produits finaux doivent être représentés sur le graphe.
- A2 : Un vertex de type M n'a pas d'entrée si et seulement s'il représente une matière première.
- A3 : Tout vertex de type O représente une unité de traitement définie dans le problème.
- A4 : Tout vertex de type O a au moins une voie qui mène vers un vertex de type M qui représente le produit final.
- A5 : Pour qu'un vertex de type M fera partie du graphe, il doit être une entrée ou une sortie d'au moins un vertex de type O dans le graphe.

L'implication de ces axiomes peut être définie dans les énoncés suivants : l'axiome A1 signifie que chaque produit est fabriqué au moins par une unité de traitement ; l'axiome A2 signifie qu'une matière n'est pas produite par une unité de traitement si seulement si cette matière est une matière première; l'axiome A3 veut dire que seulement les unités de traitement possibles sont considérées dans le schéma, l'axiome A4 signifie que chaque unité de traitement est connectée à une autre unité de traitement et qui produit éventuellement un produit fini; l'axiome

A5 veut dire que chaque matière du système représente soit une entrée ou une sortie d'une unité de traitement de ce même système.

Ces 5 axiomes réagissent comme un filtre pour éliminer toutes les combinaisons d'unités de traitement irréalisables dans la réalité.

Les 5 axiomes et les P-graph, permettent aux algorithmes mathématiques de générer tous les digrammes d'écoulements possibles. Les 3 algorithmes utilisés sont : l'algorithme MSG (génération maximale de structures), SSG (génération de la solution structure) et ABB (algorithme par séparation et évaluation). L'algorithme SSG doit être complété par un algorithme d'optimisation mathématique.

Algorithme MSG

Il s'agit d'un algorithme polynomial établi sur la base des 5 axiomes cités précédemment, dont l'objectif est de générer le maximum de structures pour le problème de synthèse (P, R, O) qui comprennent toutes les combinaisons capables de fabriquer le produit désiré à partir des matières premières prédéfinies.

Algorithme SSG

Cet algorithme est aussi établi en considérant les 5 axiomes, son rôle est de générer toutes les solutions structure (diagrammes de procédés réalisables). Il classe les unités de traitement à inclure ou à exclure des structures et les coproduits qui peuvent être fabriqués en plus du produit final. Le rôle de cet algorithme est alors de générer les solutions possibles et de les trier selon un certain nombre de critères comme par exemple la complexité des diagrammes de procédé.

Optimisation des diagrammes faisables

Toute solution structure peut être optimisée par des méthodes de programmation linéaire ou non linéaire dépendamment de la linéarité de la fonction objectif et des modèles mathématiques des unités de traitement. Dans cette étape, les diagrammes de procédé faisables sont classés selon la valeur de la fonction objectif prédéfinie.

Algorithme ABB

Quand le nombre des solutions structure générées par l'algorithme SSG est excessivement grand, leur optimisation demande beaucoup de temps, alors qu'en réalité, seulement un certain

nombre de diagrammes optimaux peuvent être intéressants. Le rôle de l'algorithme ABB est d'identifier les solutions structure qui peuvent être intéressantes et sélectionner ainsi les diagrammes de procédés qui doivent être optimisées.

2.2.4 Intégration de procédé

L'intégration de procédé est un terme relativement nouveau qui a émergé dans les années 80 et qui a été largement utilisé dans les années 90 pour décrire certains systèmes axés sur des activités liées principalement à la conception de procédé. L'agence internationale d'énergie (AIE) définit l'intégration de procédé comme étant des méthodes générales et systématiques de conception de systèmes intégrés de production, allant des procédés individuels jusqu'aux sites globaux, avec un accent particulier mis sur l'utilisation efficace de l'énergie et la réduction de l'impact sur l'environnement.

La synthèse de procédé et l'intégration de procédé sont deux activités qui se complètent et forment ensemble le paradigme pour la conception intégrée de procédé. La Figure 2-7 [26] illustre le concept de la conception intégrée de procédé en utilisant une représentation semblable au diagramme d'oignon. La synthèse de procédé se focalise sur la réaction chimique, la séparation et les systèmes de récupération de chaleur qui définissent les bilans de matières et de chaleur ainsi que l'architecture du diagramme de procédé. L'intégration de procédé s'intéresse principalement à la récupération de l'énergie, la protection de l'environnement, la contrôlabilité, la sécurité et l'opérabilité.

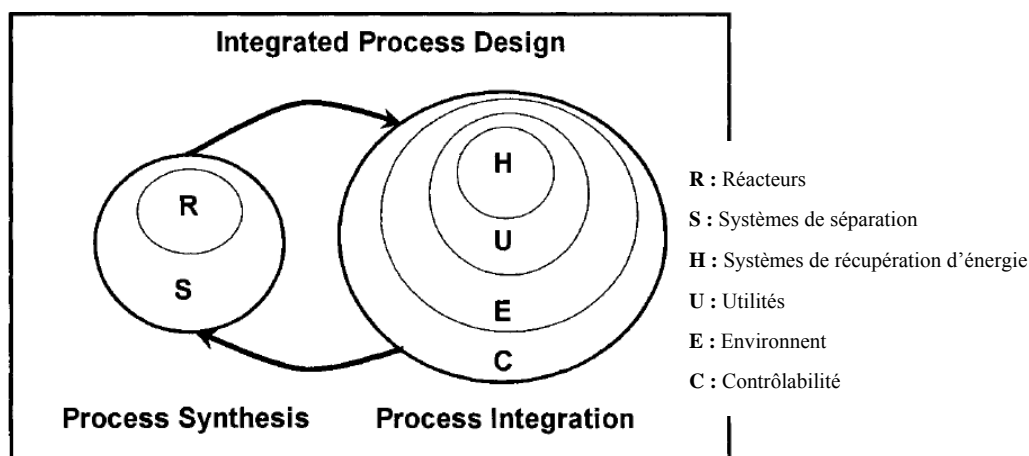


Figure 2-7: Synthèse et intégration de procédé [26]

2.2.5 Estimation des coûts pour la conception de procédé

Estimation du coût d'investissement

Avant qu'une usine soit mise en place, une somme importante d'argent doit être dépensée pour l'achat d'un terrain, des différents équipements, l'installation de ces équipements et la construction de toutes les installations nécessaires au fonctionnement de l'usine. Les fonds nécessaires pour l'achat des différents équipements et la construction des différentes installations sont appelés : investissement en capital fixe, tandis que les dépenses nécessaires pour l'opération et la mise en service de l'usine sont appelées : le fond de roulement. La somme des deux capitaux est appelée : coût total d'investissement.

L'investissement en capital fixe peut être subdivisé en :

- Investissement en capital fixe pour la fabrication qui comprend l'achat et l'installation des équipements du procédé et toutes les installations auxiliaires.
- Investissement en capital fixe pour la non-fabrication qui regroupe les dépenses pour la construction des immeubles de l'administration, la construction des entrepôts et toutes les dépenses qui ne sont pas liées directement à la fabrication.

L'estimation du coût total de l'investissement est généralement basée sur l'estimation des coûts des équipements du procédé [24].

Catégories d'estimation des coûts d'investissement

L'estimation des coûts d'investissement peut varier d'une estimation pour une conception de définition basée sur un minimum d'informations à une estimation détaillée basée sur des schémas de procédé et des spécifications d'équipements bien établies. Entre ces deux estimations extrêmes, il y a d'autres estimations qui sont de précisions différentes dépendamment de la phase de développement de la conception du procédé.

Les 5 estimations ci-dessous représentent les estimations les plus utilisées lors du processus de conception de procédé [24].

- Estimation d'ordre de grandeur (estimation par ratio): basée sur des données d'estimations similaires faites dans le passé. La précision est de l'ordre de $\pm 30\%$.

- Estimation pondérée: basée sur la connaissance du coût des équipements majeurs du procédé. La précision est de l'ordre de $\pm 30\%$.
- Estimation préliminaire (estimation pour l'autorisation du budget): basée sur suffisamment de données permettant que l'estimation soit budgétisée. La précision est de l'ordre de $\pm 20\%$.
- Estimation définitive: basée sur des données complètes mais avant le parachèvement des diagrammes de procédé et le calcul précis des spécifications des équipements. La précision est de l'ordre de $\pm 10\%$.
- Estimation détaillée: basée sur des données détaillées obtenues après avoir complété les schémas et les calculs d'ingénierie. La précision est de l'ordre de $\pm 5\%$.

Une autre classification des types d'estimations de coûts le long du processus de conception d'un procédé a été publiée par l'*Association for the Advancement of Cost Engineering International (AACE International)* [27].

AACE International a identifié 5 catégories d'estimations, qu'il désigne par classe 1, 2, 3, 4 et 5 (Tableau 2.4). Une estimation de classe 5 est associée au stade le plus bas de la définition d'un projet alors que une estimation de classe 1 représente le stade le plus haut de définition du projet. Cinq caractéristiques sont utilisées pour distinguer une classe de l'estimation de l'autre: le degré de définition du projet, l'usage de l'estimation, la méthode utilisée pour l'estimation, la précision de l'estimation et l'effort fourni pour préparer l'estimation.

Tableau 2.4: Classification des estimations des coûts d'investissement [27]

Estimate Class	Project Definition (% of complete definition)	Purpose of Estimate	Estimating Method	Accuracy Range (variation in low and high ranges)	Preparation Effort (Index relative to project cost)
Class 5	0-2	Screening	Capacity-factored, parametric models	L: -20 to -50% H: 30 to 100%	1
Class 4	1-15	Feasibility	Equipment-factored, parametric models	L: -15 to -30% H: 20 to 50%	2-4
Class 3	10-40	Budget authorization or cost control	Semi-detailed unit-cost estimation with assembly-level line items	L: -10 to -20% H: 10 to 30%	3-10
Class 2	30-70	Control of bid or tender	Detailed unit-cost estimation with forced, detailed takeoff	L: -5 to -15% H: 5 to 20%	4-20
Class 1	50-100	Check estimate, bid or tender	Semi-detailed unit cost estimation with detailed takeoff	L: -3 to -10% H: 3 to 15%	5-100

Méthodes pour estimation des coûts d'investissement

Il y a beaucoup de méthodes qui peuvent être utilisées pour l'estimation des coûts d'investissement. Le choix d'une méthode dépend de la qualité des données disponibles et de la précision voulue.

Les méthodes les plus utilisées sont les suivantes :

- Estimation par coûts unitaires: cette méthode est utilisée pour l'estimation préliminaire du coût d'investissement en capital fixe. La méthode utilise comme source, les devis des fournisseurs d'équipements ou des données publiées. Les coûts d'installation sont considérés comme une fraction des coûts d'équipements. Les coûts du ciment, l'instrumentation, l'isolation, la tuyauterie, etc. sont calculés en utilisant les différents schémas et diagrammes de procédé. L'équation (2.1) présente les coûts du capital comme composante des différents coûts selon cette méthode.

$$C_n = \left[\sum (E + E_L) + \sum (f_x M_x + f_y M'_L) + \sum f_e H_e + \sum f_d d_n \right] f_F \quad (2.1)$$

C_n est le capital d'investissement, E est le coût de l'équipement, E_L est le coût de la main-d'œuvre pour la livraison d'équipement, f_x est le coût unitaire d'un matériaux spécifique, M_x est la quantité d'un matériaux spécifique, f_y est le coût de main-d'œuvre pour un matériaux spécifique, M'_L est le nombre d'heures de main-d'œuvre pour un matériaux spécifique, f_e est le coût unitaire pour les travaux d'ingénierie, H_e sont les heures de

travail des employés en ingénierie, f_d coût unitaire pour chaque dessin, diagramme ou spécification, d_n est le nombre de diagrammes ou spécification, f_F est le facteur de développement du site.

La précision de cette méthode est de l'ordre de ± 10 à 20% , dépendamment de la précision des données.

- Pourcentage du coût d'équipements livrés: cette méthode nécessite la connaissance des coûts des équipements livrés. Les autres éléments de coûts sont considérés comme un pourcentage du coût des équipements livrés. L'équation (2.2) présente le coût du capital selon cette méthode

$$C_n = \sum (E + f_1 E + f_2 E + f_3 E + \dots + f_n E) = E \sum (1 + f_1 + f_2 + f_3 + \dots + f_n) \quad (2.2)$$

C_n est le capital d'investissement, $f_1, f_2, f_3, \dots, f_n$ sont des facteurs de multiplication pour la tuyauterie, électricité, coûts indirects, etc.

Cette méthode donne des résultats avec ± 20 à 30% de précision. La méthode est utilisée pour les estimations préliminaires.

- L'approximation par le facteur Lang: cette technique a été proposée par Lang pour estimer l'ordre de grandeur des coûts d'investissement. La méthode considère que le coût d'investissement total peut être obtenu en multipliant le coût d'équipements par certains facteurs qui dépendent du type du procédé. Lang a proposé trois facteurs distincts en fonction du type du procédé de traitement. Pour les procédés de traitement des solides, le facteur est de 3,10. Pour les procédés traitant des solides et des fluides, le facteur est de 3,63. Pour les procédés de traitement des fluides, le facteur est de 4,74.

Pour augmenter la précision de cette méthode, au lieu d'utiliser un seul facteur, on utilise plusieurs facteurs dépendamment du type d'équipement. Une autre approche considère l'utilisation de différents facteurs pour ce qui est du coût de l'installation, la tuyauterie, etc.

- Facteur de puissance appliqué au rapport de capacité des installations: cette méthode relie, par un facteur de puissance, le coût d'investissement fixe d'une usine au coût d'investissement fixe d'une usine construite dans le passé.

$$C_n = C f_e R^x \quad (2.3)$$

C_n est le capital d'investissement pour la nouvelle usine, C représente le coût d'investissement fixe de l'usine déjà construite, R est le rapport de capacité entre la nouvelle usine et l'ancienne usine. x est le facteur de puissance, sa valeur dépend du type de l'usine, f_e est le rapport de l'indice de coûts relié aux coûts C_n et C .

Selon Dysert [28], le facteur de puissance x prend une valeur de 0,6 s'il n'y a pas d'autres informations disponibles. Mais la valeur du facteur de puissance tend vers 1 quand les capacités des usines deviennent très grandes comme il est montré par la Figure 2-8.

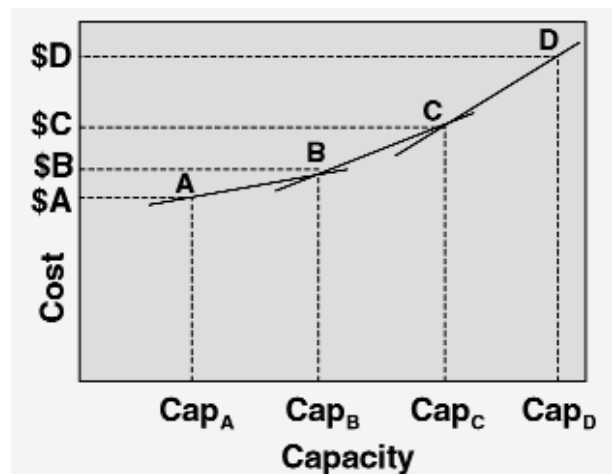


Figure 2-8: Changement du facteur de puissance appliqué au rapport de capacité des usines selon le changement des capacités [28]

- Coût d'investissement par unité de capacité: Il y a beaucoup de données publiées dans la littérature concernant le coût d'investissement fixe pour une capacité annuelle donnée d'un produit considéré. Ces données peuvent être utilisées pour déterminer le coût d'investissement moyen pour une unité de capacité dans les conditions moyennes. Un ordre de grandeur du coût d'investissement peut par la suite être obtenu en multipliant le coût d'une unité de capacité par la capacité du procédé considéré.

Le Tableau 2.5 résume les méthodes d'estimation des coûts d'investissement et les bases de calcul de ces coûts.

Tableau 2.5: Bases d'estimation des coûts d'investissement

Type d'estimation	Précision	Méthodes d'estimation	Bases de calcul des coûts
Estimation d'ordre de grandeur	$\pm 30\%$	<ul style="list-style-type: none"> - Estimation par unité de capacité - Facteur de puissance appliqué au rapport de capacité d'usines 	<ul style="list-style-type: none"> - Basée sur des données d'estimations similaires antérieures - Basée sur des données publiées pour des procédés semblables
Estimation pondérée	$\pm 30\%$	<ul style="list-style-type: none"> - Approximation par le facteur Lang 	<ul style="list-style-type: none"> - Basé sur la connaissance des principaux éléments des équipements - Multiplier le coût des équipements par certains facteurs pour estimer le coût de l'investissement
Estimation préliminaire	$\pm 20\%$	<ul style="list-style-type: none"> - Pourcentage du coût d'équipements livrés 	<ul style="list-style-type: none"> - Basée sur suffisamment de données pour permettre à l'estimation d'être budgétisée
Estimation définitive	$\pm 10\%$	<ul style="list-style-type: none"> - Estimation par coûts unitaires 	<ul style="list-style-type: none"> - Basée sur des estimations détaillées en utilisant les données publiées et les devis de vendeurs d'équipements
Estimation détaillée	$\pm 5\%$	<ul style="list-style-type: none"> - Estimation détaillée des éléments de coûts 	<ul style="list-style-type: none"> - Basée sur des estimations détaillées en utilisant les plans et diagrammes d'ingénierie, les spécifications des équipements - Basée sur l'utilisation des données de coûts courantes et des devis des vendeurs d'équipements

Estimation du coût total du produit

Le coût total d'un produit englobe tous les coûts d'opération, les coûts de vente, les coûts d'amortissement du capital d'investissement et les coûts indirects liés à l'administration et d'autres services comme la supervision, la recherche et développement.

Pour avoir une précision suffisante sur l'estimation, il est nécessaire d'inclure tous les éléments de coûts qui sont liés au produit. La grande source d'erreur pour le calcul du coût d'un produit provient du fait qu'on oublie un coût associé au produit [24].

Estimation des revenus

Le revenu annuel est égal aux quantités vendues des produits (Kg/année) multipliées par le prix de vente de chaque produit respectivement (\$/Kg)

$$\text{Chiffre d'affaire annuel} = \sum (\text{ventes de produits}) (\text{prix des produits}) \quad (2.4)$$

La quantité du produit principal et des coproduits est déterminée par un bilan de matières. Les prix des produits sont déterminés par une étude de marché.

Estimation de la rentabilité

Deux des mesures les plus utilisées pour définir la rentabilité d'un investissement sont le retour sur investissement (RSI) et la valeur actuelle nette (VAN). Le retour sur investissement désigne un ratio financier qui mesure le montant d'argent gagné ou perdu par rapport à la somme initialement investie dans un projet. Les gains annuels sont calculés comme la différence de chiffre d'affaire et le coût de production, de vente et le coût d'amortissement. Contrairement à la VAN, le retour sur investissement est une mesure approximative de la rentabilité d'un investissement qui ne prend pas en compte la valeur de l'argent dans le temps.

La VAN est exprimée par la relation suivante :

$$VAN = -I_0 + \sum_{n=1}^L CF_n \left(\frac{1}{1+i} \right)^n \quad (2.5)$$

Avec :

I_0 : Le capital investi

CF_n : Flux de trésorerie pour l'année n

i : Taux d'actualisation

L : Le nombre total d'annuités

De la valeur actuelle nette (VAN), on peut calculer le taux de rendement interne (TRI) qui représente le taux d'actualisation pour lequel la VAN égale à 0.

2.2.6 Les méthodes d'identification des risques liés aux projets de conception

L'identification des risques liés à un projet commence toujours par l'identification de l'incertitude dans les différents paramètres utilisés dans les modèles de conception. Le risque financier d'un projet est lié à l'incertitude inhérente à ses flux monétaires. Cette incertitude dans les flux monétaires est reliée à l'incertitude dans les paramètres du marché comme le coût de la matière première, de l'énergie, le prix des produits et le volume du marché. Trois méthodes sont utilisées pour la définition des risques liés aux projets de conception de procédé : l'analyse de sensibilité, l'analyse de scénarios et l'analyse en utilisant les techniques probabilistes et la formulation stochastique des incertitudes.

Les risques sont souvent divisés en 2 catégories : les risques contrôlables et les risques non contrôlables. Les risques contrôlables sont les risques générés par des paramètres qu'on peut manipuler et qu'on peut choisir. Comme exemple de ces paramètres, on peut citer le choix des technologies ou de la qualité de la matière première. Les risques non contrôlables sont les risques liés aux paramètres que nous ne pouvons pas contrôler comme les paramètres du marché.

2.2.6.1 L'analyse de sensibilité

L'analyse de sensibilité offre un moyen de se faire une idée sur les conséquences de changement de paramètres sur les performances d'un projet d'investissement. Cette analyse détermine l'effet que produit sur une mesure de performance d'un projet, la variation des variables d'entrée comme les prix et le volume des ventes. L'analyse de sensibilité révèle alors l'importance de l'incidence d'un changement dans une variable d'entrée sur un critère d'évaluation. Certains paramètres d'entrée ont une influence sur le critère d'évaluation plus importante que d'autres. Avec une étude de sensibilité représentée généralement par des graphiques de sensibilité, on arrive facilement à identifier les paramètres les plus importants et le type de relation entre les variables d'entrée et le résultat final.

Ce type d'analyse est largement utilisé pour la conception de procédé. Frederick et al. [29] ont utilisé l'analyse de sensibilité pour voir les conséquences qu'une variation dans le coût d'investissement, le coût d'énergie et de biomasse sur le coût de production d'un gallon d'éthanol à partir de la biomasse lignocellulosique. Wising et al. [30] ont utilisé l'analyse de sensibilité

pour déterminer comment le prix de lignine peut être un élément clé pour justifier l'implantation de procédés de précipitation de lignine dans de différentes usines de pâtes et papiers.

2.2.6.2 L'analyse de scénarios

Quoique l'analyse de sensibilité soit utile, elle a des limites. En effet, il est difficile d'établir une relation entre une variable particulière avec le critère d'évaluation considéré. L'interdépendance entre les variables vient en outre compliquer l'établissement des relations entre les variables et les critères d'évaluations. Par exemple, le fait de varier le coût de la matière première tandis que le prix de vente du produit est maintenu constant peut simplifier l'analyse, mais en réalité, les deux variables ne se comportent pas de cette façon. D'un autre côté, en permettant à plus d'une variable de varier, on risque de rendre l'analyse trop compliquée.

L'analyse de scénario est une technique qui permet d'étudier la sensibilité du résultat final aux changements subis simultanément dans les variables-clés d'un investissement, dans les limites de leurs valeurs probables. Par exemple, on peut considérer deux cas extrêmes, le pire scénario (les coûts de production élevés et les prix de vente faibles) et le meilleur scénario (les coûts de production faibles et les prix de vente élevés). On calcul par la suite, la rentabilité pour le pire scénario et pour le meilleur scénario et on compare les résultats à la valeur de la rentabilité espérée (scénario de référence).

La génération des scénarios n'est pas une tâche facile surtout quand il est difficile d'établir la relation entre les différents paramètres incertains. Schoemaker [31] a publié une méthode constituée de plusieurs étapes pour la capture et le développement des scénarios les plus probables qui peuvent servir lors des processus de prise de décision. Axelsson et al. [32] ont développé un outil pour la construction des scénarios cohérents sur le marché de l'énergie et qui peuvent être utilisés pour l'évaluation des investissements pour l'efficacité énergétique dans les industries énergivores.

2.2.6.3 L'analyse en utilisant les techniques probabilistes

Dans l'analyse des scénarios, on peut trouver par exemple que le projet pourrait perdre de l'argent en considérant le pire cas, mais on ne connaît pas la probabilité de cette possibilité. On ne connaît ni la probabilité du scénario de référence, ni celle des scénarios extrêmes. En clair, on a besoin pour la prise de décision de connaître la probabilité de tous les scénarios. Ce besoin nous

mène à l'établissement des distributions de probabilités des variables d'entrée et les utiliser pour attribuer une distribution de probabilité de la rentabilité d'un investissement.

Dans la réalité plusieurs types de distributions peuvent être utilisés pour décrire les probabilités de changement dans les variables d'entrée. Parmi ces distributions, on peut citer la distribution uniforme, triangulaire ou normale.

Les méthodes qui utilisent et combinent ces distributions de probabilités pour définir une distribution de probabilité de la variable de sortie sont regroupées sous le nom de la méthode de simulation de Monte-Carlo.

2.3 Conception de procédé et de produit pour la bioraffinerie

2.3.1 Évaluation de la biomasse pour la bioraffinerie

La disponibilité, la qualité et le prix de la biomasse sont des facteurs clé pour la réussite d'un projet de bioraffinerie. Contrairement à la raffinerie pétrolière où le prix de la matière première est fixe, le coût de la biomasse forestière augmente avec l'augmentation de la distance de sa collecte (augmentation de son coût de transport). La Figure 2-9 montre un exemple de variation du prix du transport de différents types de biomasse en fonction de la taille de l'usine qui utilise cette biomasse.

Wooley et al. [33] ont considéré la variation du coût de la biomasse et celui du capital d'investissement en fonction de la capacité de l'usine afin de choisir une capacité adéquate pour une étude de conception d'une usine d'éthanol lignocellulosique.

En 2005, une étude faite au département américain de l'énergie par Perlack [34] avait pour objectif l'évaluation globale de la disponibilité des ressources de biomasse afin de voir la possibilité d'engager un programme de construction de bioraffineries à grande échelle. L'étude a démontré que la biomasse forestière et les résidus agricoles disponibles aux USA peuvent fournir les besoins pour remplacer plus d'un tiers de l'équivalent des besoins des USA en ressources pétrolières.

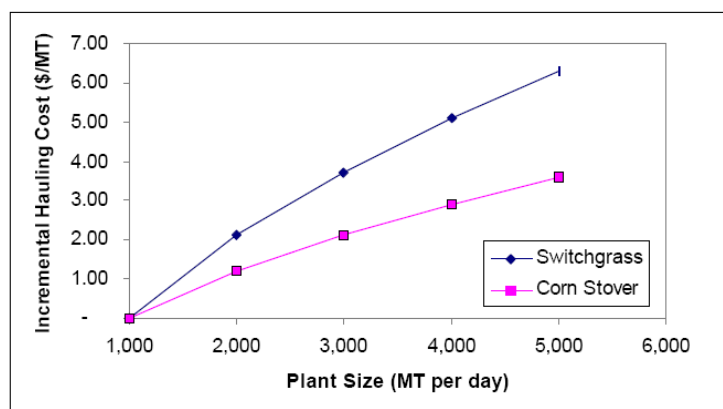


Figure 2-9: L'effet de la capacité de la bioraffinerie sur l'augmentation du coût de la biomasse [33]

L'évaluation de la qualité et de la disponibilité de la biomasse a été utilisée comme critère pour le choix des produits et des procédés de bioraffinage dans de différentes études : Evans et al. [35] ont évalué la qualité de la biomasse et sa disponibilité dans la région ouest de l'État de Maine afin de déterminer le type de bioraffineries qui peuvent être implantées, les produits compétitifs et ainsi que la capacité de ces bioraffineries. Hytönen et al. [7] ont fait l'évaluation de la biomasse disponible autour d'une usine de pâte Kraft afin d'évaluer systématiquement les options de procédé intégrées de production d'éthanol.

Implication du coût de biomasse dans le choix de la capacité de la bioraffinerie

Pour une grande partie des procédés de bioraffinage (production de produits de commodité en général), les deux principales sources de coûts de production sont le coût de la matière première et le coût en capital d'investissement. Les économies d'échelle ont été identifiées comme un facteur clé pour la réussite de la bioraffinerie: le coût en capital d'investissement et autres coûts fixes par unité de production diminuent avec l'augmentation de la capacité de production. D'autre part, le prix unitaire de la biomasse augmente avec l'augmentation de la capacité de l'usine utilisant cette biomasse. Ceci est dû à l'augmentation du coût du transport suite à l'augmentation de la distance de collecte de la biomasse. De nombreuses études ont exploré le compromis entre les économies d'échelle associées à de grandes capacités de production, et les déséconomies résultant de l'utilisation de grands volumes de biomasse. Nguyen et al. [36] ont élaboré une relation simple entre le coût de transport de la biomasse et les coûts de production de l'éthanol à la capacité optimale de production. Jack [37] a exploré les implications de coûts des installations

qui sont fortement dépendants de la taille de l'installation sur le compromis entre les économies d'échelle associées à la réduction des coûts d'investissement par unité de production et les déséconomies d'échelle associées à l'augmentation du coût de transport de biomasse. Wright et al. [38] ont évalué et comparé la taille optimale des procédés de bioraffinage pour la production de différents types de biocarburant. Une de leurs conclusions est que la taille optimale des usines basées sur la gazéification est de 50 à 100% plus grande (en gallon d'essence équivalent) que la taille optimale des usines d'éthanol cellulosique basées sur les procédés biochimiques.

Coûts de transport de la biomasse

Il y a quelques modèles publiés dans la littérature pour estimer le coût de la biomasse en fonction de la capacité de l'usine qui utilise cette biomasse. La différence entre les différents modèles développés est due à la différence dans les hypothèses utilisées pour générer ces modèles.

Afin de trouver un facteur d'échelle reliant la capacité de l'usine au coût du transport de la biomasse (le coût variable de la biomasse) et pour optimiser la capacité d'une usine de production de bioéthanol à partir de la canne à sucre, Nguyen et al [36] ont suivi le raisonnement suivant :

Considérant une récolte sur une distance de z à $(z + dz)$ de l'usine

La quantité de la biomasse récoltée est :

$$dM = 2\pi z dz Y a \quad (2.6)$$

Avec : Y: Rendement agricole par unité de surface utile.

a: Fraction de la surface utile pour la récolte.

Le coût du transport est :

$$dC = 2\pi z dz Y a K b z \quad (2.7)$$

Avec : K: Coût de transport par unité de distance et par unité masse,

b: Rapport de la longueur réelle de la route par rapport à la distance directe. Ce rapport est considéré constant.

Le coût total du transport pour toute la biomasse d'une distance z de l'usine est :

$$C = \int_0^z 2\pi Y a K b z^2 dz = \frac{2}{3} \pi Y a K b z^3 \quad (2.8)$$

La quantité totale de la biomasse pour cette distance est :

$$M = \int_0^z 2\pi a Y z dz = \pi a Y z^2 \quad (2.9)$$

La capacité de l'usine P est donnée par :

$$P = \frac{M}{\eta} \quad (2.10)$$

Avec : η : Rendement en produit à partir de la biomasse.

Enfin, on trouve la distance de collecte de la biomasse nécessaire pour une capacité P de l'usine est :

$$z = \left(\frac{P}{\pi Y a Y} \right)^{0.5} \quad (2.11)$$

Le coût du transport de la biomasse en fonction de la capacité de l'usine est la suivante :

$$C = \frac{2}{3} K b (P)^{1.5} \left(\frac{1}{\pi Y a} \right)^{0.5} \quad (2.12)$$

Dans une étude dont l'objectif est de définir des stratégies de développement de la bioraffinerie, Jack [37] a considéré l'équation suivante (dans un système de coordonnées cylindriques) du coût total de la biomasse :

$$F = \frac{1}{S} \int_R \rho(r, \theta) \left[k_1 \frac{\tau(r, \theta) r}{d_1} + l \right] r d\theta dr \quad (2.13)$$

Avec : F: Coût total d'une tonne de biomasse,

S: Capacité de l'usine,

$\rho(r,\theta)$: La densité de distribution de la biomasse. Elle représente la masse totale de la biomasse collectée par année dans une certaine région R ,

$\zeta(r,\theta)$: Facteur de tortuosité,

k_1 : Coefficient de coût pour une distance donnée,

l : Coût fixe d'une tonne de biomasse,

d_1 : Distance de référence.

L'équation 2.13 représente l'addition de deux parties d'intégral : l'une des parties constitue le coût fixe de la biomasse et l'autre son coût du transport qui est dépendant de plusieurs facteurs comme la densité de distribution de la biomasse et le facteur de tortuosité. Dans cette équation, la densité de distribution de la biomasse et le facteur de tortuosité ne sont pas pris fixes mais ils sont dépendants de la zone de la collecte de biomasse. Ceci rend le modèle de coût de la biomasse plus représentatif de la réalité.

2.3.2 Modélisation de procédé et estimation de coûts pour la conception de procédé de bioraffinage

Bien que beaucoup de procédés et produits ont été identifiés pour la bioraffinerie forestière, il y a peu de procédés qui ont fait objet d'études de conception détaillée. Les procédés qui ont fait l'objet d'études de conception intensives sont la précipitation et la séparation de la lignine, la voie biochimique pour la production de l'éthanol [33], la pyrolyse et la gazéification de la biomasse pour produire des gaz de synthèse et l'utilisation de ces gaz de synthèse pour la synthèse de biocarburants [39, 40] .

En 1999, Wooley et al. [33] du laboratoire national sur les énergies renouvelables (LNER) ont établi un model de procédé et de coûts détaillé pour la production d'éthanol lignocellulosique en utilisant la voie biochimique. Les auteurs ont considéré la préhydrolyse avec un acide dilué, suivie d'une saccharification enzymatique et une co-fermentation du glucose et du xylose en éthanol. Le laboratoire national sur les énergies renouvelables a engagé la compagnie Delta-T pour une assistance dans l'évaluation du procédé et pour déterminer les coûts des équipements. Le model du procédé a été implanté dans le logiciel ASPEN Plus et le model de coûts a été fait dans Excel.

Le modèle de Wooley a servi comme base pour beaucoup d'études de conception en bioraffinerie, spécialement pour l'évaluation des coûts de production d'éthanol par la voie biochimique. Aden et al. [41] a utilisé le modèle de Wooley dans une étude techno-économique détaillée du procédé de production d'éthanol à partir de la canne de maïs. Mao et al. [42] a utilisé le modèle de Wooley pour l'évaluation techno-économique du procédé d'extraction d'hémicellulose des copeaux de bois avant la mise en pâte et la transformation de l'hémicellulose en éthanol. Frederick et al. [2] se sont basés sur le modèle de Wooley pour l'évaluation techno-économique de la production de l'éthanol à partir du pin en utilisant la voie biochimique.

Comme pour le cas de la production de l'éthanol par la voie biochimique, Phillips et al. [40] ont établi un model de procédé et un model de coûts pour la production d'éthanol par la voie thermochimique. La méthodologie qui a été suivie est identique à celle utilisée par Wooley et le modèle de procédé était implanté dans le logiciel ASPEN Plus. Les résultats du modèle de procédé ont été utilisés pour le dimensionnement des équipements et pour l'établissement des coûts d'investissement et de production. Les informations nécessaires pour le modèle de procédé et le modèle de coûts ont été obtenues des études faites au laboratoire national sur les énergies renouvelables ou fournies par la compagnie Nexant Inc.

Ringer et al. [39] ont utilisé ASPEN Plus pour modéliser le procédé de pyrolyse rapide. Les bilans de masse et d'énergie ont été utilisés pour dimensionner les principales pièces d'équipement. ASPEN ICARUS Questimate® a été utilisé pour l'estimation du coût des équipements installés. Des facteurs de multiplication ont été utilisés pour calculer les autres coûts d'investissements directs et indirects.

2.3.3 Approches systématiques de conception et d'évaluation des options de bioraffinage

Il y a plusieurs travaux qui ont été faits pour développer des méthodologies permettant d'évaluer systématiquement les options de bioraffinage, identifier les produits prometteurs et la configuration de procédé optimal pour produire ces produits.

Landucci et al. [43] ont proposé une méthodologie pour évaluer les procédés de conversion biochimique. La méthodologie comporte 5 étapes d'évaluation progressives pour la sélection des options de procédé prometteuses:

Les 5 étapes d'évaluation de cette méthodologie sont les suivantes :

1. Sélection du portefeuille de produits: pour sélectionner le portefeuille de produits, les auteurs se sont basés sur les critères de sélection suivants : rendement théorique en produit, intérêt du marché pour le produit, taille du marché, possibilité d'obtention du produit à partir des sucres contenus dans la biomasse. Cette première étape a permis de sélectionner 40 produits.
2. Élimination par une évaluation économique globale : le critère utilisé est le coût de la matière première par rapport aux revenus qui peuvent être générés par les produits issus de cette matière première. Pour le calcul de ce rapport, les auteurs ont considéré des scénarios présents, mais aussi des scénarios futurs quand les rendements en produits seront plus élevés suite au progrès technologique.
3. Analyse comparative: dans l'analyse comparative les auteurs ont comparé les bioprocédés avec les voies de production traditionnelles du produit (ex: par un procédé pétrochimique).
4. Analyse qualitative: cette étape consiste à collecter les avis des experts pour estimer l'impact sur l'environnement, la compétitivité économique. L'objectif de cette étape était aussi de valider certaines hypothèses et bases d'évaluation des bioprocédés.
5. Une évaluation économique détaillée : cette étape ne concerne que les produits jugés prometteurs sélectionnés dans les étapes précédentes. L'étape consiste alors à développer des diagrammes de procédé et des modèles de procédé et de coûts pour évaluer la rentabilité.

La méthodologie a été appliquée pour évaluer 40 produits. L'acide succinique a été sélectionné pour l'évaluation économique détaillée.

Dans une autre étude, Sammons et al. [44] ont développé une méthodologie pour évaluer systématiquement les options de bioraffinage. La méthodologie consiste en deux principales étapes séparées. La première étape présentée sur le schéma de la Figure 2-10 représente la stratégie employée pour identifier et caractériser les performances des différentes options de bioraffinage.

Des modèles de simulation pour chaque procédé sont développés en utilisant les informations provenant des travaux de recherche des universités, de l'industrie et des vendeurs d'équipements. Ces modèles sont ensuite utilisés pour le calcul des coûts d'investissement et de production.

Si un procédé nécessite l'utilisation d'un solvant, des techniques de conception moléculaire sont employées pour identifier les solvants qui ont un minimum d'impact environnemental. Les techniques d'intégration énergétique et massique du procédé tel que l'analyse de pincement thermique et massique sont employées pour optimiser le modèle de simulation. Le modèle optimisé sera utilisé pour générer les données économiques ainsi que les performances environnementales.

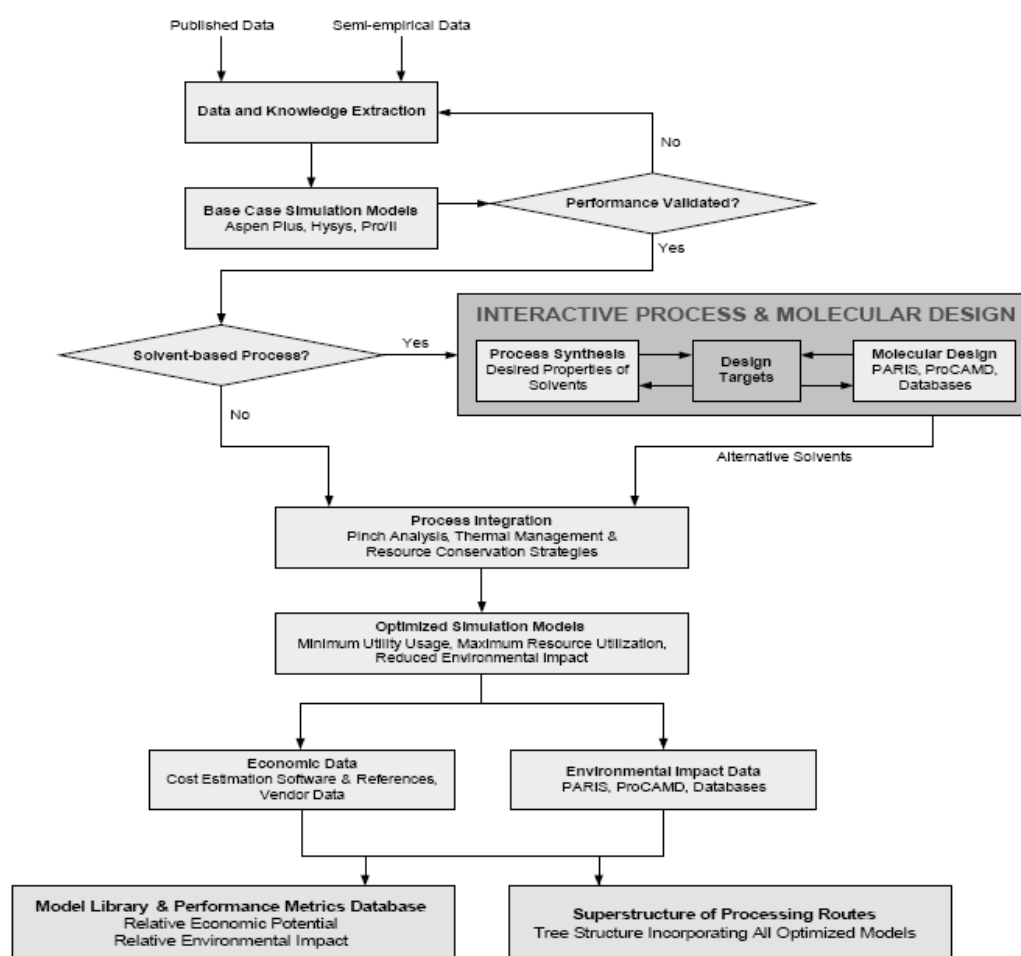


Figure 2-10: Stratégie pour l'identification des paramètres de performance des options de bioraffinage [44]

La deuxième étape consiste en une méthode d'optimisation qui combine les procédés de bioraffinage et leurs caractéristiques économiques respectives qui sont obtenues dans la première étape. L'étape d'optimisation vise à identifier les procédés maximisant la rentabilité économique. Les procédés sont ensuite classés en fonction de leur performance environnementale qui est utilisée comme un outil de sélection et si un procédé remplit les objectifs environnementaux, le schéma de production optimal sera identifié.

Berry et al. [45] ont utilisé la modélisation et la programmation mathématique pour la sélection de procédés et la planification des investissements en bioraffinerie. Pour construire leur modèle, les auteurs ont considéré une superstructure comprenant 58 procédés possibles qui peuvent être alimentés par un seul type de biomasse. Les auteurs ont considéré le panic érigé, comme source de biomasse.

Le modèle mathématique qui a été développé maximise la rentabilité des combinaisons de procédés de bioraffinage et sélectionne les procédés de bioraffinage qui devraient être implantés, détermine la capacité initiale des unités et la planification pour d'éventuelles extensions de ces unités. Beaucoup d'autres éléments ont été inclus dans le modèle mathématique. On peut citer, entre autres, les prévisions de la disponibilité de la matière première, la demande du marché en produits et les coûts reliés au transport. En plus de la sélection de la combinaison de la bioraffinerie la plus rentable, le modèle développé est aussi en mesure de fournir l'emplacement adéquat de la bioraffinerie en considérant la proximité du marché et la proximité de la source de biomasse.

Pour la sélection et l'élimination des options les moins rentables, les auteurs ont utilisé le processus de sélection à quatre étapes montré sur la Figure 2-11. La première étape implique l'hypothèse que tous les coûts sont nuls sauf celui de la biomasse et il s'agit essentiellement d'éliminer toutes les options qui ne pourraient jamais être rentables en toutes circonstances. Les 3 autres étapes ajoutent progressivement, le coût du capital d'investissement, les coûts d'opérations et les coûts des utilités. En considérant juste la première étape du processus de sélection, on a pu éliminer 23 procédés des 58 procédés considérés initialement.

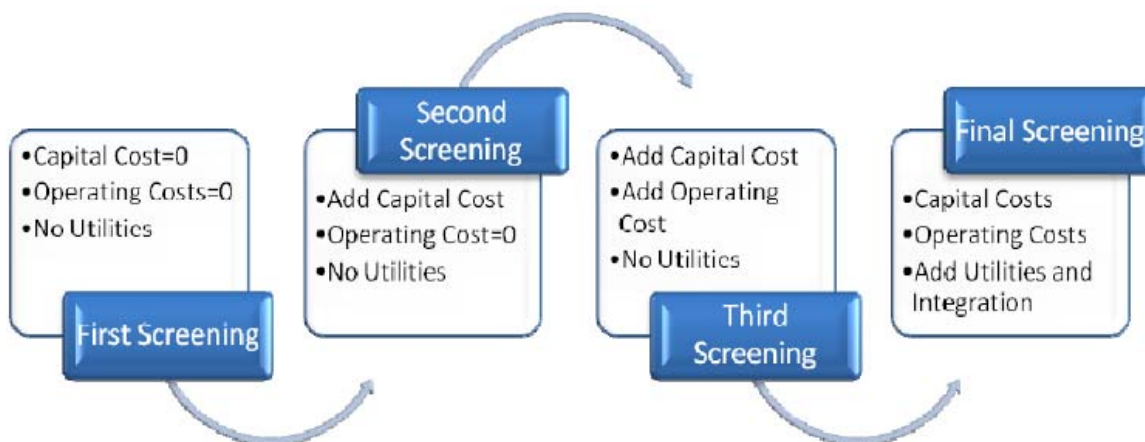


Figure 2-11: Processus de sélection et d'élimination des options de bioraffinage [45]

Svensson et al. [46] ont mis au point un cadre méthodologique pour la prise de décision concernant le choix et la planification des investissements susceptibles d'améliorer l'efficacité énergétique des usines de pâtes et papiers. La méthodologie est basée sur l'optimisation sous incertitudes. Pour modéliser les incertitudes, les auteurs ont utilisé l'approche basée sur les scénarios. L'approche qui a été utilisée pour générer les scénarios concernant le marché de l'énergie a été développée par Axelsson et al. [32].

La méthodologie comporte les 5 étapes suivantes :

1. Identifier les investissements possibles pour augmenter l'efficacité énergétique: Dans une première étape, les investissements et les techniques potentiels pour améliorer l'efficacité énergétique de l'usine sont identifiés en utilisant les méthodes d'intégration énergétique comme la méthode du pincement thermique. Dans cette étape, les investissements sont caractérisés par leur coût d'investissement et leur capacité à économiser l'énergie.
2. Définir les contraintes et les effets engendrés par la combinaison des techniques pour l'amélioration énergétique: dans cette étape, les contraintes qui définissent dans quelles mesures les techniques de réduction de la consommation d'énergie peuvent être combinées sont identifiées. Il est clair que de plus il est possible de combiner entre plusieurs techniques, plus est importante l'économie d'énergie réalisable, mais dans les faits, seulement quelques techniques peuvent être combinées entre elles. Cette étape sert à quantifier les effets de combiner différentes techniques et les restrictions qui définissent la possibilité de combiner entre les techniques.

3. Rassembler et calculer des données: des modèles mathématiques sont développés pour modéliser les coûts d'investissement, calculer la quantité d'énergie qui peut être économisée par un projet d'investissement, modéliser les contraintes concernant les bilans de masse et d'énergie. Ces modèles mathématiques ont besoins de données d'entrée pour pouvoir calculer par exemple la quantité d'électricité qui peut être produite ou la quantité d'énergie qui peut être économisée. Cette étape consiste à rassembler les données d'entrée pour ces modèles de calcul.
4. Développer un modèle de scénarios : Pour modéliser les incertitudes concernant les prix de l'énergie et du CO₂ et ainsi que les changements dans la réglementation environnementale, quatre scénarios principaux ont été développés et en se basant sur ces quatre scénarios, un modèle en branches reflétant des voies de développement possibles a été construit. Les probabilités pour les nœuds du modèle de scénarios en branches peuvent être facilement calculées lorsque les probabilités de chacune des voies de développement sont données.
5. Résoudre le modèle et analyser les résultats: la dernière étape consiste à formuler et résoudre le modèle d'optimisation utilisant un solveur adéquat et analyser les résultats finaux.

Thorp [47] a proposé un certain nombre de critères pour comparer des voies de traitement pour la production de biocarburants. Les critères de comparaison choisis sont le coût en capital par unité de production annuelle (\$/gallon de produit), le rendement de production (gallon/ tonne anhydre de biomasse), la coproduction de produits secondaires d'une valeur commerciale, les coûts d'opération par gallon de produits et le prix de vente du produit comme pourcentage du prix de l'essence pétrolière.

Les voies de production de biocarburants choisies sont les suivantes :

- Pyrolyse,
- Gazéification et conversion des gaz de synthèse en éthanol,
- Gazéification et conversion des gaz de synthèse en liquide Fischer Tropsch et puis en carburant diesel,
- Hydrolyse acide suivie de fermentation,

- Hydrolyse enzymatique suivie de fermentation.

L'auteur s'est basé sur une revue critique de ces voies de production de biocarburants et sur des données publiées dans la littérature, particulièrement celles publiées par les fournisseurs de technologies utilisant l'une de voie de production sélectionnées pour pouvoir quantifier les 5 critères de comparaison proposés.

Dans une étude semblable, Cohen et al. [48] ont développé un outil d'aide à la décision pour choisir des technologies prometteuses de production d'éthanol à implanter dans une usine existence de pâte et papiers.

Les auteurs ont défini un certain nombre de critères de comparaison (Critères reliés aux technologies, critères économiques et d'autres reliés à l'impact environnemental)

Les critères ont été quantifiés en se basant sur des données publiées par les fournisseurs de technologies qui ont été considérées. Pour la pondération des critères, les auteurs se sont basés sur un panel d'experts. Le classement des technologies a ensuite rendu possible grâce à l'application de l'une des méthodes mathématiques multicritères d'aide à la décision.

Bien que l'évaluation des technologies de l'étude soit basée sur des évaluations sommaires et en se basant sur des informations qui manquent de consistance, elle permet néanmoins d'identifier les technologies prometteuses de production d'éthanol au stade préliminaire du processus de conception.

Dans une autre étude, Hytönen et al. [7] ont utilisé le taux de rendement interne après impôt comme critère d'évaluation et de sélection de procédés dans une méthode d'évaluation systématique d'un grand nombre de procédés de production d'éthanol intégrés à une usine existante de pâte Kraft. Les auteurs ont considéré différents types de biomasse comme charge d'alimentation pour les différents types de procédé. Les auteurs se sont servis de l'analyse de larges blocs comme méthode de modélisation de procédé et de coûts.

2.3.4 Conception de portefeuille de produits pour la bioraffinerie

La conception de familles de produits et le développement de plateformes à base de produits ont reçu un intérêt particulier durant ces dernières années. La conception et le développement de

familles de produits sont bien reconnus comme un moyen efficace pour atteindre les économies d'échelle en adoptant une variété de produits à de divers créneaux du marché [49]. La conception de familles de produits permet d'offrir une multitude d'avantages comme la réduction des risques liés à la complexité des systèmes de production, augmenter l'opportunité pour améliorer les produits, perfectionner la flexibilité et augmenter la réactivité des procédés de fabrication [50]. Beaucoup d'entreprises investissent dans le développement de familles de produits afin de fournir suffisamment de variété de produits au marché tout en préservant les économies d'échelle en considérant leur capacité de fabrication [51].

La conception et le développement de familles de produits a été abordée de divers points de vue, tel que dans les domaines de la stratégie de l'entreprise, marketing, fabrication et production. La Figure 2-12 illustre le cadre décisionnel pour la conception de familles de produits le long de l'ensemble des phases et des domaines de conception [52].

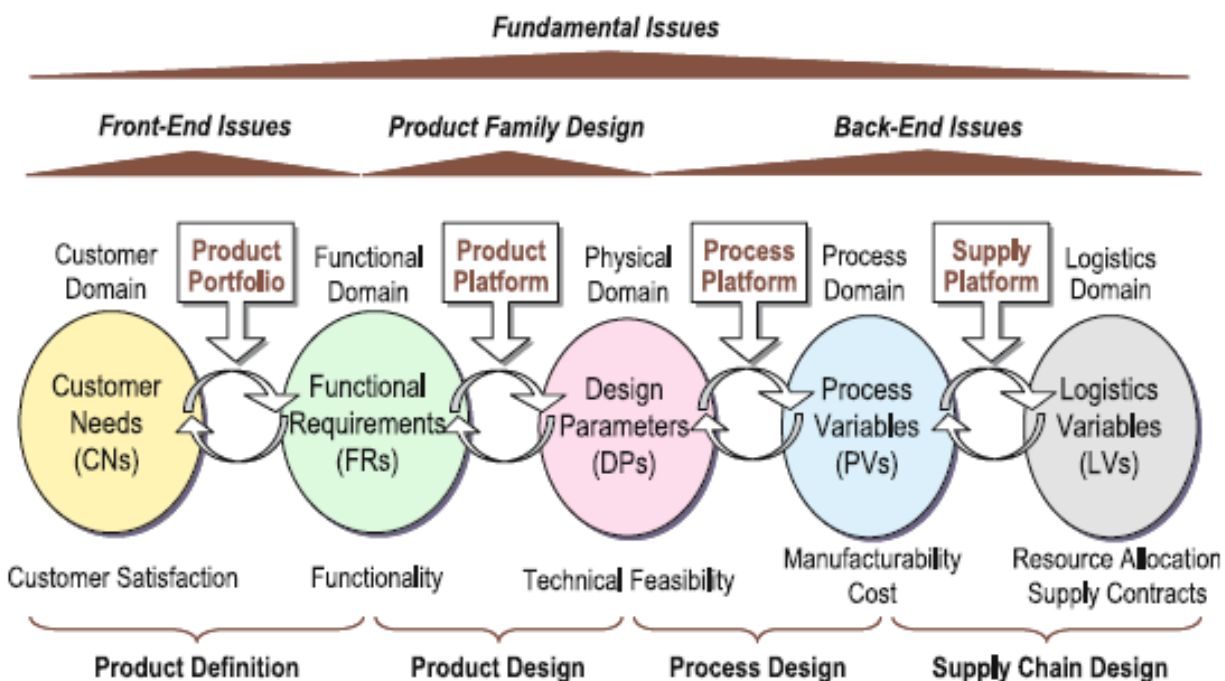


Figure 2-12: Vision globale pour la conception de familles de produits [52]

En se basant sur la vision globale de ce cadre décisionnel, la conception de familles de produits englobe consécutivement cinq domaines, à savoir le client, la fonctionnalité, le domaine matériel et les domaines de procédé et de la logistique. Le domaine des clients est caractérisé par les besoins des clients qui sont traduits en exigences en fonctionnalités. Les concepteurs de

produits tiennent compte de ces exigences en fonctionnalités et élaborent les produits en utilisant les technologies disponibles. La correspondance entre le domaine du client et du domaine de la fonctionnalité constitue l'interface des questions liées au développement de familles de produits. Les questions liées aux domaines de procédé et de la logistique qui sont caractérisés par des variables de procédé et des variables de la chaîne logistique.

2.3.4.1 Notions fondamentales pour la conception de produit

Famille de produits

Une famille de produits correspond à un ensemble de produits qui sont dérivés d'une plateforme commune mais qui possèdent de différentes caractéristiques et fonctionnalités afin de répondre aux exigences spécifiques des clients [53].

L'interprétation de la notion de familles de produits peut être faite selon différentes perspectives. Du point de vue commercialisation et vente, la structure fonctionnelle de famille de produits présente une gamme de produits de l'entreprise ou le portefeuille de produits qui est caractérisé par divers fonctionnalités pour les différents groupes de clients [54]. Du point de vue ingénierie, la famille de produits représente les différents produits et les technologies associées pour leur fabrication et par conséquent elle est caractérisée par divers paramètres de conception, de composants et l'assemblage des structures [55].

La plate-forme de produits

Mayer [53] a défini une plate-forme de produits comme un ensemble de sous-systèmes et les interfaces développées pour former une structure commune à partir de laquelle un flux de produits dérivés peut être efficacement mis au point et fabriqué.

Architecture de produit

Architecture du produit peut être définie comme la manière dont les éléments fonctionnels d'un produit sont organisés en unités physiques et la façon dont ces unités interagissent [56].

2.3.4.2 Conception de produits en bioraffinerie forestière

Dans une étude faite au laboratoire NREL [57], plus de 300 produits de bioraffinerie qui peuvent être obtenus par conversion chimique ou biologique des hydrates de carbone ont été considérés et analysés. Les auteurs ont appliqué plusieurs étapes de sélection afin de choisir les

12 produits chimiques de base les plus importants et qui peuvent servir pour la production de produits chimiques verts de valeur ajoutée. Lors du processus de sélection, les auteurs ont considéré plusieurs critères comme le coût de matière première, une estimation du coût de fabrication, la complexité associée avec les meilleures voies de traitement et le marché potentiel du produit.

Les 12 produits sélectionnés sont données dans le Tableau suivant :

Tableau 2.6: Les 12 produits chimiques de base dérivés des hydrates de carbone [57]

Building Blocks
1,4 succinic, fumaric and malic acids
2,5 furan dicarboxylic acid
3 hydroxy propionic acid
aspartic acid
glutamic acid
itaconic acid
levulinic acid
3-hydroxybutyrolactone
Glycerol
Sorbitol
xylitol/arabinitol

Une autre étude faite par Holladay et al. [58] est venue compléter la première étude et permet de sélectionner les produits qui peuvent être fabriqués à partir de la lignine.

Chambost et al. [59] ont proposé une approche méthodologique pour la sélection de produits pour la bioraffinerie forestière. L'approche présentée sur la Figure 13 utilise quatre outils d'analyses pour sélectionner les produits les plus prometteurs pour une entreprise donnée.

Au début, une analyse SWOT « Atouts, Faiblesses, Opportunités, Menaces » est utilisée afin d'examiner les atouts et faiblesses du produits et répondre aux questions clés liées au marché et à la capacité de l'entreprise de produire et commercialiser le produits considérant les différents obstacles liés aux procédés de fabrication ou à la chaîne logistique.

Les produits sélectionnés pas l'analyse SWOT feront l'objet de l'analyse concurrentielle dont le but est de voir les avantages compétitifs que l'entreprise possède comparé aux entreprises du même secteur ou d'un secteur différent mais qui produisent le même produit ou un produit similaire.

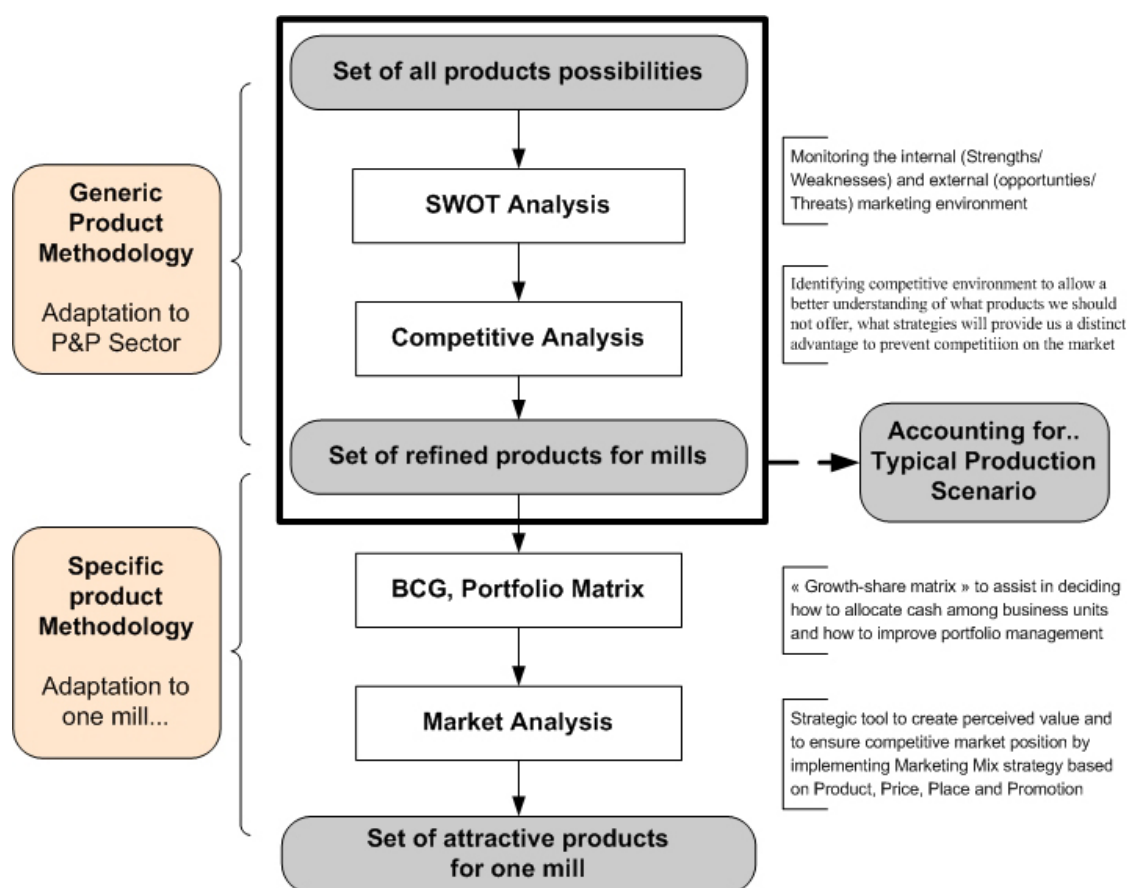


Figure 2-13: Méthodologie de conception de produits pour la bioraffinerie [59]

Le troisième outil utilisé dans la méthodologie est la matrice BBG (Boston Consulting Group), il s'agit d'un outil stratégique qui permet de positionner chaque produit en considérant la part de l'entreprise dans le marché et l'évolution du marché et permet de savoir quelle stratégie il faut considérer pour la production du produit.

Le dernier outil utilisé est une étude de marché qui permet de définir la taille de l'investissement nécessaire et évaluer les différents scénarios du marché.

2.4 Synthèse de littérature

2.4.1 Synthèse

La revue littérature a démontré que la conception de la bioraffinerie forestière intégrée ne peut suivre le même processus de conception que celui utilisé pour les procédés chimiques traditionnels et ceci à cause des caractéristiques spécifiques de la bioraffinerie suivantes:

- La bioraffinerie forestière présente un concept très complexe. Cette complexité est due à l'existence d'une multitude de types de biomasse qui peuvent être utilisés, une large gamme de produits qui peuvent être fabriqués, un nombre très important de technologies de prétraitement, de traitement et de purification de produits qui peuvent être considérées. Ceci mène à l'apparition d'un nombre important de combinaisons produit-procédé possibles et qui doivent être évaluées.
- Contrairement aux autres industries chimiques où les technologies sont bien établies, une grande partie des technologies de bioraffinerie sont aux premières phases de développement et renferment par ce fait plusieurs incertitudes. Ceci représente un risque technologique qui doit être pris en considération lors de processus de conception de la bioraffinerie.
- Comparés aux produits conventionnels où les marchés sont connus et matures, les marchés de bioproduits sont émergents et incertains. Ceci engendre un risque du marché dont il faut en tenir compte pour la conception de la bioraffinerie.
- Contrairement aux matières premières utilisées pour les autres industries chimiques où leur prix est fixe et indépendant de la capacité de leur utilisation, le prix de la biomasse est variable et dépend de la capacité de la bioraffinerie qui l'utilise. Par conséquent, le compromis entre les économies d'échelle dues aux larges capacités et l'augmentation du coût de la biomasse avec l'augmentation des capacités est un aspect important à considérer pour la conception de la bioraffinerie.

Malgré la complexité de la bioraffinerie et la multitude de choix d'options de procédés possible, un choix qui ne semble pas évident a été pris en faveur de la production de différents types de combustibles. En effet, la plupart des travaux de conception de bioraffineries ont considéré la production de biocarburants, spécialement l'éthanol. Ce choix semble être justifié par l'état de développement relativement avancé des technologies et l'existence d'un marché de biocarburant avéré. En revanche, des études faites au laboratoire national sur les énergies renouvelables (LNER) ont pu sélectionner une variété de produits chimiques de base les plus prometteurs pour la bioraffinerie et qui peuvent servir comme voie de production d'un grand nombre de bioproduits de haute valeur ajoutée.

Quelques travaux et études ont essayé de développer des méthodologies pour identifier les produits et leur voie de production prometteuses, mais aucune attention particulière n'est donnée pour développer des méthodologies permettant le choix systématiques de combinaisons produit-procédé, spécialement pour l'industrie des pâtes et papiers. Ceci nous permet de déceler alors une opportunité de recherche qui doit faire objet d'une attention particulière. Cette opportunité est reliée au développement d'une méthode systématique de conception de procédés pour éliminer les options non prometteuses pour une usine existante de pâte et papiers au stade préliminaire du processus de conception. Ceci permettra aux usines de pâtes et papiers désirant implanter la bioraffinerie d'évaluer toutes les options possibles au stade préliminaire du processus de conception et d'identifier les options prometteuses qui devront faire l'objet d'études de conception détaillée.

2.4.2 Les manques dans le corps de la connaissance

En se basant sur la revue littérature, ces manques dans le corps de connaissance ont été identifiés :

- Peu de travaux ont été faits pour développer des méthodes systématiques pour sélectionner les procédés de bioraffinage à intégrer à une usine existante de pâte et papiers.
- Les aspects liés à l'intégration et le risque d'impact négatif sur les opérations du procédé existant n'ont pas été considérés.

- Peu de travaux se sont intéressés à la spécificité des sites et leur accès aux différents types de biomasse.
- La majorité des travaux s'intéressent à la production d'éthanol et autres biocarburants. Peu de travaux ont comparé des options de procédé produisant différents types de produits.
- Les objectifs stratégiques des usines et pâtes et papier n'ont pas été inclus dans les méthodes de sélection des procédés de bioraffinerie intégrée.

CHAPITRE 3 APPROCHE MÉTHODOLOGIQUE GLOBALE

Cette section présente l'approche méthodologique utilisée dans ce projet de maîtrise. La méthodologie globale est représentée sur la Figure 3-1. Les étapes majeures de la méthodologie sont décrites avec plus de détails dans cette section. Cette partie du mémoire décrit aussi le procédé de l'usine hôte du projet.

3.1 Méthodologie globale

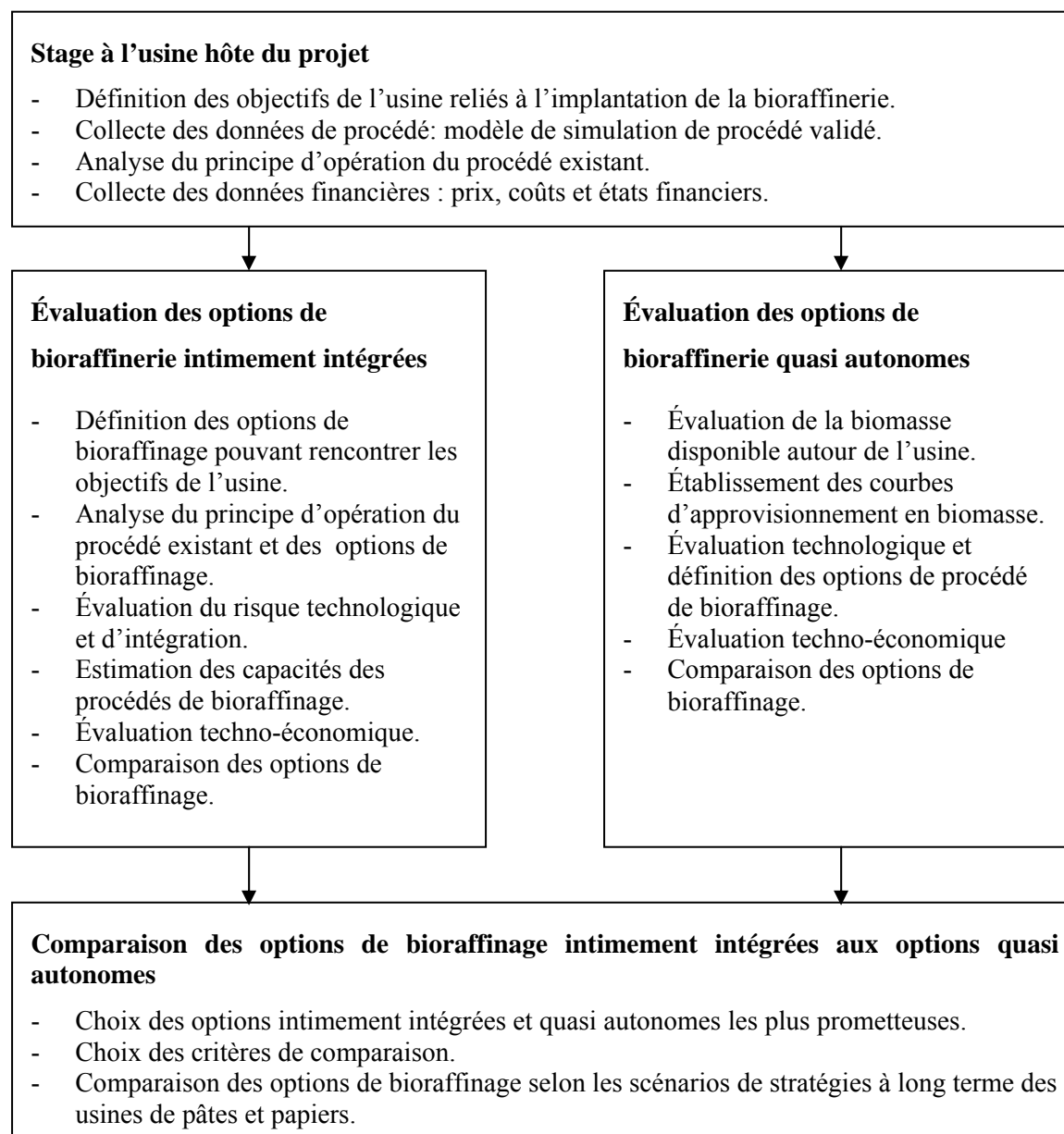


Figure 3-1: Méthodologie globale du projet

L'étude a été menée dans un contexte réel en considérant une usine intégrée de pâte et papiers située dans l'est canadien. Toutes les évaluations réalisées dans l'étude sont basées sur la compréhension du principe d'opération du procédé de base et des technologies de bioraffinerie évaluées, les méthodes d'estimation de coûts et d'évaluation techno-économique de procédé.

Pour les besoins de l'étude, les données utilisées sont soit des données réelles (concernant le procédé et les informations financières) collectées directement à l'usine durant la période du stage ou obtenues de la simulation du procédé, soit des données provenant des études technico-économiques détaillées qui sont publiées dans la littérature.

Il y a deux aspects majeurs qui caractérisent ce travail de recherche : (1) La conception au stade préliminaire du processus de conception de procédé. À ce niveau de conception, le défi est de comparer les performances de toutes les options de procédé possibles et l'effort est mis sur l'évaluation de ces options en utilisant des méthodes appropriées pour déterminer les options prometteuses qui doivent être évaluées dans des phases de conception détaillée. Le stade préliminaire fait appel au deuxième aspect de ce travail qui est l'utilisation de l'analyse de larges blocs. (2) l'analyse de larges blocs est une approche de modélisation de procédé qui consiste à modéliser les options en utilisant de larges blocs regroupant plusieurs opérations unitaires. Ceci permet d'établir des bilans de matières et d'énergie et des modèles de coûts avec peu de détails mais avec une précision suffisante pour les besoins du stage préliminaire de conception de procédé. L'utilisation de l'analyse de larges blocs permet de cerner la problématique de conception au stage préliminaire du processus de conception de procédé. Cette méthode d'analyse permet en effet de :

- Modéliser un nombre important d'options de procédé dans des délais de temps raisonnables,
- Donner suffisamment de renseignements et de précision pour les besoins de prise de décision au stade préliminaire du processus de conception,
- Utiliser les mêmes bases et le même niveau de détails pour établir les modèles de procédé et les modèles de coûts ce qui rend la comparaison entre les différentes options cohérente et permise.

L'approche globale utilisée dans cette étude, comme elle est présentée sur la Figure 3-1, comporte 4 étapes principales. La première étape consiste en la modélisation du procédé de base et la collecte des informations techniques et financières nécessaires pour l'évaluation techno-économique des technologies de bioraffinage à intégrer au procédé existant. La deuxième étape consiste en l'évaluation et la comparaison des options de bioraffinage intimement intégrées au procédé existant. La troisième étape consiste en l'évaluation techno-économique et comparaison des procédés de bioraffinage à implanter en parallèle au procédé de mise en pâte existant. La dernière partie consiste à comparer les deux types de procédés de bioraffinage considérant la stratégie à long terme de l'usine de pâte et papiers.

3.1.1 Étude de cas

Le projet débute par un stage à l'usine de pâte et papiers hôte du projet. Cette étape a été consacrée à l'analyse du procédé existant et à la collecte des données de procédé et financières. Durant le stage, les objectifs à court et à long terme de l'usine à travers l'implantation de la bioraffinerie forestières ont été définis. Un modèle de simulation du procédé de base a été créé en utilisant le logiciel de simulation de procédé WinGems. La simulation a été validée par le personnel de l'usine. Les données financières comportant des états de résultats de plusieurs périodes d'exercice, les prix et coûts de produits ont été collectées. Ces données financières ont servi principalement pour estimer avec précision les coûts fixes de production et les frais généraux de fabrication utiles pour les évaluations économiques des procédés de bioraffinage, principalement de ceux qui sont intimement intégrés au procédé de base.

3.1.1.1 Description du cas de base

L'usine hôte du projet est une usine intégrée de fabrication de papier cannelure. Le papier est produit à partir de la pâte mi-chimique et de fibre recyclée qui représente environ 30 à 40% massique dans le produit final.

L'usine comporte 2 lignes de mise en pâte. Le rendement en pâte est estimé à 85%. La pâte mi-chimique est produite à partir de copeaux de feuillus (bouleau blanc et jaune, tremble, érable et hêtre). Une partie des copeaux de bois est produite dans l'usine à copeaux située dans le site de l'usine et l'autre partie est achetée à des scieries locales.

L'usine à copeaux reçoit les rondins de bois achetés à des scieurs de bois locaux et qui sont livrés à l'usine par camions. Ces rondins sont écorcés et transformés en petits copeaux. Les copeaux alimentent les lignes de mise en pâte alors que les résidus sont mélangés à d'autres résidus de bois achetés avant d'être envoyés à la déchiqueteuse de bois pour les transformer en petits morceaux pour être utilisés comme combustible dans les chaudières à résidus.

La fibre recyclée est produite par la trituration du vieux carton provenant de plusieurs grandes villes.

Le circuit de récupération des produits chimiques appelé aussi système Copeland est constitué de deux lignes d'évaporation à multiples effets et d'un incinérateur de liqueur concentrée (réacteur Copeland).

La centrale thermique, comporte une unité d'adoucissement et de désaération de l'eau alimentant les chaudières, 4 chaudières dont 2 chaudières fonctionnant à l'huile pétrolière lourde et les 2 autres utilisent des résidus de bois. Toute l'électricité consommée à l'usine est achetée du réseau électrique local.

Les effluents de l'usine sont traités à l'aide d'un traitement primaire (décantation) et d'un traitement secondaire (bassins aérés). Les boues issues du traitement primaire et du traitement secondaire sont épaissies avant d'être brûlées au niveau des chaudières à résidus.

L'usine renferme plusieurs unités caractérisées par un excès de capacité. Il y a un important excès de capacité pour la production de vapeur, le traitement de l'eau douce, l'évaporation de la liqueur noire et le traitement des eaux usées. Ces excès de capacité permettent une augmentation de production. Mais cette augmentation de production est toutefois limitée par un goulet d'engorgement au niveau du réacteur Copeland utilisé pour l'incinération de la liqueur noire concentrée.

Le premier objectif de l'étude de cas est d'identifier et évaluer les technologies de bioraffinage permettant de désengorger le système de récupération et permettant ainsi l'augmentation de la production de pâtes. Le deuxième objectif est d'explorer les opportunités d'implantation de bioraffinage à l'usine en considérant toutes les opportunités de biomasse autour de l'usine, les produits opportuns et les différentes options de procédé et technologies permettant de produire ces produits.

3.1.1.2 Le système Copeland

Le système Copeland constitue la partie principale du circuit de récupération de carbonate de sodium utilisé pour fabriquer la liqueur de cuisson. Il comporte principalement un réacteur à lit fluidisé (réacteur Copeland) et un évaporateur à contact direct. Le principe de fonctionnement du réacteur Copeland consiste à alimenter en liqueur noire concentrée un incinérateur contenant un lit fluidisé, évaporer l'eau contenue dans la liqueur, brûler les matières organiques et récupérer les matières inorganiques sous forme granulées. L'air est introduit au fond du réacteur pour fournir la quantité d'oxygène nécessaire à la combustion, et pour servir d'agent de fluidisation. La température du lit fluidisé doit être maintenue au-dessus de la température de combustion, mais inférieure à la température eutectique du mélange des sels inorganiques. Pour assurer une combustion autogène, la liqueur noire doit être concentrée à une concentration appropriée et un apport suffisant de matières organiques doit être maintenu. La combustion doit fournir: (1) la chaleur nécessaire pour évaporer l'eau contenue dans la liqueur noire, (2) la chaleur sensible nécessaire pour élever la température de tous les constituants à la température de réaction de combustion, et (3) l'énergie nécessaire pour compenser les pertes de chaleur du réacteur. Les gaz de combustion sont utilisés dans l'évaporateur à contact direct pour concentrer la liqueur noire forte issue des lignes d'évaporation à multiples effets.

Selon J. Copeland [60], les propriétés physiques de la liqueur noire concentrée introduite dans le réacteur représentent un facteur critique et affectent fortement le fonctionnement du réacteur, et peuvent avoir un impact sur l'agglomération des produits chimiques inorganiques dans le lit et ainsi que sur le degré d'efficacité thermique réalisable. Une partie de la liqueur noire doit être introduite sous forme d'un jet de pulvérisation finement atomisé, tandis que la quantité restante sous forme d'un jet de pulvérisation avec de grosses gouttelettes. La liqueur noire finement pulvérisée permet l'évaporation rapide de l'eau en raison du grand rapport surface-masse des gouttelettes. Cette vaporisation rapide de l'eau permet une extraction efficace de la chaleur sensible des gaz de fluidisation ascendant à travers l'espace libre du réacteur, et sert ainsi à abaisser la température et éviter une oxydation prématurée des matières organiques dans cet espace libre du réacteur. Les grosses gouttelettes permettent une action de récupération efficace des poussières entraînées par les gaz de combustion. Le dépôt de ces grosses gouttelettes sur les particules d'inorganiques du lit fluidisé mène à l'agglomération et à la croissance de ces particules du lit fluidisé.

L'analyse du principe d'opération du réacteur nous permet de déceler deux facteurs limitant la quantité de liqueur noire concentrée qui peut être traitée : (1) la charge thermique limite du réacteur et (2) le débit maximal d'air de combustion qui peut être envoyé au fond du réacteur. Un excès de chaleur dans le réacteur peut conduire à l'augmentation de la température du lit fluidisé et la fonte du lit. D'autre part, la quantité d'oxygène qui peut être fournie au réacteur est limitée par les exigences liées à la fluidisation. L'augmentation du débit d'air de combustion augmente la vitesse linéaire de fluidisation, ce qui peut conduire à la perte du lit fluidisé. La charge thermique du réacteur et le débit d'air de combustion nécessaire augmentent avec l'augmentation de la quantité de matières organiques envoyées au réacteur.

3.2 Évaluation des options de bioraffinerie intimement intégrées

Le but de l'intégration de technologies de bioraffinage au procédé existant est de répondre à l'objectifs à court terme de l'usine qui est de désengorger le réacteur Copeland afin d'augmenter la production des fibres vierges et avoir la possibilité de diminuer le rendement en pâte et ainsi améliorer ses propriétés.

Les deux options de bioraffinage sélectionnées permettant la réduction de la quantité de matières organiques alimentant le réacteur Copeland même si en même temps la production de pâte vierge est augmentée et/ou le rendement en pâte est diminué sont: (1) la précipitation de la lignine contenue dans la liqueur noire en utilisant le procédé LignoBoost et (2) la pré-extraction d'hémicellulose dans les conditions proches du neutre (procédé VPP). LignoBoost sépare directement la lignine dissoute dans la liqueur noire alimentant le réacteur, tandis qu'avec le VPP, une quantité d'hémicellulose qui se retrouve normalement dissoute dans la liqueur noire est extraite avant la cuisson des copeaux de bois.

L'évaluation de ces technologies est réalisée en trois étapes : l'évaluation du risque technologique ou de procédé, l'évaluation du potentiel de désengorgement pour estimer l'augmentation de production réalisable par l'implantation de l'une ou de l'autre technologie et enfin l'évaluation de la rentabilité économique.

3.2.1 Évaluation des risques de procédé

L'évaluation des risques de procédé consiste à identifier les dysfonctionnements probables dans les technologies de bioraffinage et déceler les impacts négatifs sur le fonctionnement normal

du procédé existant ou sur des changements dans la qualité de produit fabriqué. Les analyses sont fondées sur une bonne compréhension du principe d'opération du procédé existant et des technologies de bioraffinage sélectionnées. La compréhension du principe d'opération des technologies nécessite la maîtrise de tous les phénomènes élémentaires intervenant dans les opérations et la compréhension de l'effet croisé de changement dans les paramètres opératoires. Les différentes étapes des procédés de bioraffinage ont été analysées systématiquement et les impacts de l'intégration sur le cycle de récupération des inorganiques, sur les lignes de mise en pâte et sur la qualité du papier produit ont été évalués. Cette procédure permet alors d'identifier les risques probables et de les caractériser d'une manière qualitative.

3.2.2 Évaluation du potentiel de désengorgement - Capacités des procédés de bioraffinage

Le réacteur Copeland est utilisé actuellement à sa capacité maximale et constitue donc le principal point d'engorgement du procédé pour augmenter la production et/ou diminuer le rendement en pâte. L'analyse de capacités des sections du procédé a montré que la production de papier peut être augmentée de 20% (120 t.a./jour) sans aucun investissement ne soit requis dans le procédé existant, sauf l'investissement nécessaire pour désengorger le réacteur Copeland. L'augmentation de la capacité de production de plus que 20% exige d'autres investissements dans les autres sections du procédé.

Pour l'estimation du potentiel du désengorgement du système Copeland par l'implantation de l'une des options de bioraffinage choisies, les étapes mentionnées dans le Tableau 3.1 ont été suivies. Les hypothèses, les bases et les méthodes d'évaluation utilisées sont également résumées dans ce tableau.

Tout d'abord, les taux de précipitation de la lignine ou de pré-extraction d'hemicellulose pour augmenter la production et/ou diminuer le rendement en pâte ont été évalués en utilisant un bilan de matières global sur les lignes de mise en pâte. La concentration requise de la liqueur noire alimentant le réacteur Copeland après la séparation de lignine a ensuite été évaluée en tenant compte des changements de la température adiabatique de combustion de la liqueur noire. La variation de la viscosité de la liqueur noire après précipitation de la lignine a été évaluée en utilisant un modèle publié dans la littérature. Enfin, les limites maximales du taux de

précipitation de lignine ou d'extraction d'hémicellulose ont été définies et le potentiel d'augmentation de production de papier et/ou de diminution de rendement en pâte à l'aide des technologies sélectionnées a été estimé.

Tableau 3.1: Étapes d'évaluation du potentiel de désengorgement

Étapes d'évaluation
<ul style="list-style-type: none"> • Estimation des taux de précipitation de lignine et de pré-extraction d'hémicellulose. • Estimation de la variation de la température adiabatique de combustion après la séparation de lignine. • Évaluation de la concentration requise pour assurer une combustion autonome de la liqueur noire après séparation de lignine. • Estimation de la variation de la viscosité de la liqueur noire après séparation de la lignine. • Estimation des taux maximaux de séparation de lignine et de pré-extraction d'hémicellulose. • Estimation du potentiel d'augmentation de production et de diminution des rendements en pâte.
Suppositions
<ul style="list-style-type: none"> • Il n'y a pas de variation dans la composition de la liqueur noire avec la variation du taux de production ou du rendement en pâte. • Pour le cas de VPP, la quantité d'extrait correspond à la quantité d'hémicellulose qui se retrouve normalement dans la liqueur noire. • La composition de l'extrait est prise de la littérature [3]. • Il n'y a pas de variation du rapport inorganique/organique dans la liqueur noire après l'implantation de VPP et il n'y a pas d'impact important sur les propriétés physiques de la liqueur noire. • La viscosité de la liqueur noire dépend uniquement de sa concentration en lignine et le modèle choisi pour le calcul de viscosité est valable.
Méthodes utilisées
<ul style="list-style-type: none"> • Bilan de matières global sur les lignes de mise en pâte. • Analyse du principe d'opération du réacteur Copeland. • Bilans de matières et de chaleur globaux du réacteur Copeland. • Modèle développé par Moosavifar et al. [61] pour l'estimation de la viscosité de la liqueur noire.

3.2.3 Évaluation économique

L'évaluation économique des deux procédés de bioraffinage a été faite dans le contexte de désengorgement du procédé pour augmenter la production et/ou diminuer le rendement en pâte. Les coûts variables supplémentaires dans le procédé de base et les revenus additionnels de l'augmentation de production de papier ont été considérés à côté des coûts d'opération et des revenus de la vente des produits de la bioraffinerie.

Les deux options de bioraffinage sont analysées selon deux scénarios qui sont définis en se basant sur les résultats de l'analyse du potentiel du désengorgement.

L'évaluation économique des deux options de procédé a été réalisée selon les étapes ci-dessous. Les hypothèses et les bases d'évaluation sont représentées dans l'Annexe 4.

Bilans de matières et d'énergie

Premièrement, une simulation détaillée du procédé de base a été créée en utilisant le logiciel WinGems. La simulation a été validée par le personnel de l'usine. Puis, des modèles simples de précipitation de lignine de liqueur noire et d'extraction d'hémicellulose avant la mise en pâte ont été ajoutés dans la simulation. Les résultats de la simulation et les données publiées dans la littérature reliées aux options de bioraffinerie ont été utilisées pour établir les bilans de matières et d'énergie de la bioraffineries intégrées (VPP ou LignoBoost intégré au procédé de base) dans les scénarios considérés (augmentation de production et diminution des rendements en pâte).

L'Annexe 5 donne des informations sur les bases utilisées pour établir les bilans de matières et d'énergie des options de la bioraffinerie.

Coûts d'investissement

La méthode utilisée pour le calcul des coûts d'investissement des options de bioraffinage est la méthode basée sur le facteur de puissance appliqué au rapport de capacités. Cette méthode relie, par une fonction de puissance, le coût d'une nouvelle installation au coût d'une ancienne installation similaire d'une capacité connue. Le coût est donné par l'équation suivante :

$$C_n = C f_e R^x \quad (3.1)$$

C_n représente le coût de la nouvelle installation, C est le coût d'investissement de l'ancienne installation, R est le rapport de capacités de la nouvelle installation et de l'ancienne installation. x

est le facteur de puissance, sa valeur dépend du type de l'installation, f_e est le rapport des valeurs des indices de coûts relié aux coûts C_n et C . Selon Dysert [28], le facteur de puissance x prend généralement une valeur de 0,6 s'il n'y a pas d'autres informations disponibles. Mais la valeur du facteur de puissance tend vers 1 quand les capacités des usines deviennent très grandes.

Dans le cas de cette étude, la méthode a été appliquée pour calculer les coûts des équipements installés du procédé LignoBoost et des sections majeures du procédé VPP. Les équations donnant les coûts des équipements installés du LignoBoost et des sections majeures du VPP sont prises de la littérature. L'Annexe 6 présente ces équations de mise à l'échelle.

Une fois que les coûts des équipements installés ont été calculés, des coefficients de multiplication ont été utilisés pour calculer les coûts directs additionnels et les coûts indirects. L'Annexe 7 décrit les coûts directs additionnels et les coûts indirects.

Dans l'estimation des coûts d'investissement, un taux élevé pour les contingences a été considéré afin de compenser les dépenses imprévues qui peuvent être considérables et difficilement identifiables à ce stade de conception de procédé.

Coûts d'opération

L'estimation des coûts variables d'opération pour les deux options de bioraffinage et pour le procédé de fabrication des pâtes et papiers est basée sur les bilans de matières et d'énergie. Les coûts variables pour la production supplémentaire de papier sont calculés comme la différence entre les coûts variables quand la production est augmentée et/ou le rendement en pâte est diminué et les coûts variables actuels du procédé existant. Les coûts et les prix donnés par l'usine ainsi que des prix publiés dans la littérature ont été utilisés.

Le personnel de l'usine est supposé être suffisant pour l'exploitation des nouvelles installations. Les coûts fixes ne consistent que dans les coûts d'entretien et d'assurances qui ont été calculés comme un pourcentage du coût total des équipements installés (les coûts d'entretien représentent 2% du coût total des équipements installés et les coûts d'assurances représentent 1,5 % du coût total des équipements installés).

Revenus

Les revenus totaux pour les deux options de procédés consistent dans les revenus provenant de la vente des produits de la bioraffinerie et les revenus de la vente de la production

supplémentaire du papier. Dans le cas du procédé LignoBoost, la lignine produite est supposée être utilisée à l'usine pour le remplacement de l'huile lourde et dans ce cas les revenus proviennent des économies de l'utilisation de l'huile lourde. On a supposé que la lignine est produite à 70% de matières sèches et il n'est pas alors nécessaire de la sécher avant de la brûler. Dans le cas du procédé VPP, les revenus proviennent de la vente de l'éthanol, de l'acide acétique et de furfural. On a supposé qu'il n'y a pas d'augmentation du prix de vente du papier lorsque le rendement en pâte est diminué.

Rentabilité

Le taux de rendement interne après impôt (TRI après impôt) a été utilisé comme une mesure de rentabilité des deux options de bioraffinage. Le TRI après impôt a été calculé selon la formule suivante:

$$VAN = \sum_{t=0}^{20} \frac{rente_t}{(1 + TRI)^t} = 0 \quad (3.2)$$

Avec : VAN est la valeur actuelle nette, t est la durée de vie du projet, rente est le revenu annuel après impôt.

Les paramètres économiques utilisés sont mentionnés dans l'Annexe 4.

Analyse de sensibilité

L'analyse de sensibilité a été effectuée pour les deux options de procédés. Les paramètres incertains et de sensibilité ont été sélectionnés en se basant sur la distribution des coûts variables et des revenus. L'analyse de sensibilité a été faite également en considérant les paramètres incertains qui peuvent affecter considérablement la rentabilité des options de bioraffinerie. Les variables de sensibilité ont été variées à l'intérieur d'un intervalle de variation probable.

3.3 Évaluation des options de bioraffinerie quasi autonomes

L'approche globale utilisée pour évaluer les options de bioraffinage quasi autonomes est de réaliser des évaluations technico-économiques d'ordre de grandeur pour comparer de nombreuses options de procédé à implanter dans le site de l'usine existante de pâte et papiers. Les options de bioraffinage utilisent différents types de biomasse et produisent différents types de produits. Pour

rendre la comparaison pertinente, l'évaluation a été faite en utilisant les mêmes bases d'évaluation et le même niveau de détails pour toutes les options de procédé considérées.

La méthode de comparaison consiste en trois étapes. Premièrement, un inventaire de la biomasse disponible autour de l'usine a été réalisé et les différents types de biomasse pertinents pour l'usine ont été identifiés. Ensuite, des options de procédé de bioraffinage utilisant les types identifiés de biomasse et produisant différents produits ont été définies. Deuxièmement, des diagrammes de blocs ont été développés pour chaque option de procédé. Les principaux aspects d'intégration entre le procédé existant et les procédés de bioraffinage ont également été définis. Les données provenant des études technico-économique détaillées et publiées dans la littérature ont été utilisées pour établir des bilans de matières et d'énergie, l'estimation du capital d'investissement et des coûts d'opération. Enfin, la rentabilité de chaque option du procédé a été évaluée en fonction de sa capacité de production.

3.3.1 Évaluation de la matière première

Un système d'information géographique [62] et des rapports gouvernementaux publiés d'inventaire de biomasse [63] ont été utilisées pour l'évaluation de la biomasse disponible autour du l'usine de l'étude de cas. Les types de biomasse identifiés et qui sont jugés pertinents pour l'usine de l'étude de cas sont décrits dans le Tableau 3.2.

Tableau 3.2: Description des types de biomasse pertinents pour l'usine

Code	Types de biomasse	Description (Contenu)
WR	Résidus de bois	<ul style="list-style-type: none"> • Résidus produits annuellement dans les chantiers de façonnage des forêts d'intérêt commercial. • Résidus d'usine (écorces, sciure, etc.). • Résidus urbains de bois (débris de démolition).
AR	Résidus agricoles	Paille de céréales (blé, orge et avoine).
HW	Bois dur	Bois rond des feuillus.
SW	Bois mou	Bois rond des résineux.

Le coût de la biomasse livrée à l'usine se compose d'un coût fixe et d'un coût variable (coût de transport) qui dépend de la distance de transport de la biomasse. Le coût fixe de la biomasse comprend principalement le coût de sa récolte, le coût de la matière, le coût de son stockage et de son chargement et déchargement.

Le modèle développé par Nguyen et al. [36] a été utilisé comme base pour le calcul des coûts de transport de la biomasse. Le modèle donne le coût variable de la biomasse en fonction de la capacité de l'usine qui l'utilise. L'équation 3.3 relie le coût de transport à la capacité de production de la bioraffinerie.

$$C_{Transport} = \frac{2}{3} \pi Y a x K b \left(\frac{1}{\eta \pi Y a x} \right)^{1.5} (P)^{1.5} \quad (3.3)$$

$C_{Transport}$ représente le coût du transport de la biomasse, Y est le rendement en biomasse par unité de surface par année, a est la fraction de la surface utiles, x est le taux d'accès à la biomasse disponible, K est le coût de transport par unité de distance et unité de masse, b est le rapport de la longueur réelles de la route comparée à la distance directe, η est le rendement en produit et P est la capacité de production.

Le développement mathématique détaillé du modèle de coûts de la biomasse est présenté dans l'Annexe 8.

La répartition de la biomasse est supposée être uniforme dans la zone de localisation de l'usine. L'accès à la biomasse disponible a été supposé être égal à 50% pour les résidus de bois et agricoles. Pour le bois dur, l'accès à la biomasse disponible devrait être plus élevé parce que l'usine a déjà une logistique établie pour l'approvisionnement en bois dur. On a supposé que l'usine peut obtenir 80% du bois dur disponible. D'autre part, l'accès au bois mou disponible devrait être plus faible en raison de l'existence de nombreux autres concurrents qui utilisent du bois des résineux. On a supposé que l'usine ne peut obtenir que 40% du bois mou disponible. Le rapport de la longueur réelle des routes à la distance directe est fixé à 1,25 pour tous les types de la biomasse identifiés. Le coût de transport par unité de distance et unité de masse K a été calculé pour chaque type de biomasse en utilisant une méthode publiée [64]. Trois éléments de coût sont impliqués dans le coût du transport: la main-d'œuvre, le carburant et l'équipement. Le transport de la biomasse est supposé être réalisé par des camions d'une capacité de charge fixe de 29 tonnes en base humide de biomasse.

3.3.2 Évaluation technologique

Trois options de procédé biochimiques et trois options de procédé thermochimiques ont été sélectionnées pour cette partie de l'étude. Les options de bioraffinerie sélectionnées ont été évaluées en tenant compte des scénarios de charge unique d'alimentation et des scénarios de charge combinée d'alimentation. Dans les scénarios de charge unique, chaque option de procédé utilise un seul type de biomasse à la fois. Dans les scénarios de charge combinée, des combinaisons de deux types de biomasse ont été définies et utilisées comme matière première pour les procédés de bioraffinage sélectionnés.

Les options de procédé biochimiques

La voie biochimique peut être utilisée pour le traitement de différents types de biomasse. Toutefois, cette voie est plus appropriée pour le traitement des types homogènes de biomasse. L'utilisation de matières premières homogènes permet la sélection de la technologie de prétraitement appropriées et l'optimisation des paramètres d'opération de prétraitement et d'hydrolyse. Ceci améliore considérablement l'efficacité de conversion et donc le rendement en produit final. Les options biochimiques choisies sont présentées dans le Tableau 3.3. Bien que les technologies considérées aient été développées pour un type de biomasse ciblé, on a supposé que chaque type de biomasse figurant au Tableau 3.2 peut être utilisé par les options biochimiques sélectionnées. Toutefois, l'efficacité de conversion est différente et elle dépend de l'homogénéité de la matière première. Différents rendements de production réalisables à partir des rendements théoriques ont été considérés pour chaque type de biomasse.

Les options biochimiques choisies sont les suivantes:

1. Production d'éthanol en utilisant la préhydrolyse par un acide dilué, l'hydrolyse enzymatique et la cofermentation des sucres C_5 et C_6 , basée sur l'analyse de procédé faite par Wooley et al. et Aden et al. [33, 41]. Le rendement de production d'éthanol a été supposé égal à 80% du rendement théorique pour les types de biomasse homogènes (résidus agricoles, bois rond de feuillus et de résineux) et 60% du rendement théorique pour les types de la biomasse hétérogènes (résidus de bois).
2. Production d'éthanol à l'aide de prétraitement organosolv, l'hydrolyse enzymatique et cofermentation. La configuration de procédé de cette option est similaire à celle de

l'option avec préhydrolyse acide mais au lieu de prétraitement acide et les étapes de désintoxication, le prétraitement organosolv a été utilisé ainsi qu'une étape de récupération du solvant. Le procédé organosolv minimise la dégradation du xylane et la production des inhibiteurs de fermentation comme le furfural [65]. Le rendement en éthanol réalisable pour cette option a été supposé 10% plus élevé que le rendement de l'éthanol considéré pour l'option avec préhydrolyse acide. Dans cette étude, un mélange de 50:50 (mass./mass.) éthanol et d'eau est utilisé comme solvant de prétraitement. Dans le procédé de prétraitement organosolv, de lignine sans soufre pourrait aussi être obtenue et utilisée comme matière première pour la fabrication de produits chimiques.

3. Coproduction d'éthanol et de résine phénol-formaldéhyde (résine PF) en utilisant le procédé organosolv. La configuration du procédé est similaire à la précédente. Cependant, une fraction de la lignine est séparée en utilisant des membranes en céramique. Cette lignine est utilisée pour la production de résine PF. On a supposé que seulement 20% massique de la lignine du bois peut être utilisée pour la production de résine PF. La lignine remplace 40% massique du phénol utilisé dans la formulation de résine PF. Pour la formulation de résine, le ratio de formaldéhyde-phénol a été fixé à 0,72.

Tableau 3.3: Description des options biochimiques

Options de procédé	Description de la configuration de procédé - Références	Produits
1	Préhydrolyse avec acide dilué, hydrolyse enzymatique et cofermentation, purification de l'éthanol par distillation et par adsorption sur un tamis moléculaire, chaudière et turbogénérateur pour la production de vapeur et d'électricité [33, 41].	<ul style="list-style-type: none"> • Éthanol • Électricité
2-A	Prétraitement organosolv, récupération du solvant, hydrolyse enzymatique et cofermentation, purification de l'éthanol par distillation et par adsorption sur un tamis moléculaire, chaudière et turbogénérateur pour la production de vapeur et d'électricité [33, 41, 66].	<ul style="list-style-type: none"> • Éthanol • Électricité
2-B	Identique à l'option 2-A + séparation de lignine en utilisant des membranes en céramique et formulation de résine PF [33, 41, 66, 67].	<ul style="list-style-type: none"> • Éthanol • Résine PF • Électricité

Les options de procédé thermochimiques

Deux technologies thermochimiques ont été sélectionnées: le reformage à la vapeur et la pyrolyse rapide. Les trois options thermochimiques qui ont été choisies sont indiquées dans le Tableau 3.4. Les rendements en produits sont obtenus soit à partir de la littérature, soit ajustés en fonction de la teneur en cendres de la biomasse utilisée comme matière première.

Les options de procédé thermochimiques choisies sont:

1. Production de liquide Fischer Tropsch (FT) par reformage à la vapeur et synthèse en mode de conversion complète. L'électricité est produite en utilisant un cycle de vapeur. Les gaz résiduels produits dans le réacteur de synthèse sont supposés être utilisés pour le remplacement du combustible fossile utilisé dans l'usine de pâte et papiers. La probabilité de croissance de chaîne est supposée être de 0,9 ce qui correspond à une sélectivité en fraction liquide de 91,1% massique. Le prix du gaz résiduel est calculé en fonction du prix du combustible fossile utilisé à l'usine ajusté en tenant compte de sa valeur calorifique (le pouvoir calorifique des gaz résiduels est supposé être égal à la valeur calorifique du GPL (gaz pétrolier liquéfié) contenant 50% propane et 50% de butane).

Tableau 3.4:Description des options thermochimiques

Options de procédé	Description de la configuration de procédé - Références utilisées	Produits
3-A	Reformage à la vapeur, nettoyage et conditionnement des gaz de synthèse, synthèse de liquide FT (mode de conversion complète) et production d'électricité (cycle de vapeur) [40, 68].	<ul style="list-style-type: none"> • Liquide FT • Gaz résiduels • Électricité
3-B	Identique au procédé de l'option 3-A + séparation des cires FT par distillation sous vide [24, 40, 68].	<ul style="list-style-type: none"> • Liquide FT • Gaz résiduels • Cires FT • Électricité
4	Production de bio-huile par pyrolyse rapide [39].	<ul style="list-style-type: none"> • Bio-huile • Électricité

2. Production de liquide FT suivie par la séparation de cires FT (paraffines de longues chaînes). Après la production de liquide FT (procédé identique à celui de l'option 3-A), la fraction des cires est séparée par distillation sous vide. En utilisant une distillation sous vide, la température au fond de la colonne de distillation peut être maintenue basse. Ceci évite la rupture des longues chaînes de carbone ce qui améliore ainsi le rendement en cires.
3. Pyrolyse de la biomasse: La configuration de ce procédé est similaire à la configuration du procédé étudié par NREL [39]. Une fraction de bio-huile produite est supposée être utilisée dans l'usine actuelle pour remplacer le combustible fossile.

Scénarios de charge d'alimentation combinée

Dans les scénarios de charge d'alimentation combinée, chaque procédé utilise deux types de biomasse comme matière première. Ces deux types de biomasse ne sont pas mélangés, mais utilisés par intermittence. Ceci peut être réalisé par l'installation d'un système de manutention de biomasse pour chaque type de biomasse considéré.

L'utilisation de charge d'alimentation combinée va mener, d'une part, à l'augmentation du coût en capital en raison de l'installation de deux systèmes de manutention de biomasse. Mais, d'autre part, le coût du transport de la biomasse diminuera en raison de la diminution de la distance moyenne de récolte de biomasse.

Deux combinaisons de biomasse ont été choisies: (1) combinaison des résidus agricoles et des résidus de bois qui est justifiée par le coût fixe relativement faible de ces deux types de biomasse. (2) combinaison entre les résidus de bois et le bois rond des feuillus. Cette dernière combinaison pourrait être prometteuse, car l'usine a déjà une logistique établie pour la collecte de ces deux types de biomasse. Le coût fixe de résidus de bois est aussi prévu à la baisse quand ces résidus sont collectés simultanément avec le bois rond des feuillus.

3.3.3 Évaluation économique

Une méthode d'évaluation techno-économique classique a été utilisée pour évaluer les options quasi autonomes choisies et pour voir l'impact de la disponibilité et de la qualité de la biomasse sur la sélection d'options prometteuses de procédé au stade préliminaire du processus

de conception. La rentabilité de chaque procédé a été calculée en fonction de sa capacité du procédé.

Des diagrammes de larges blocs ont été développés pour chaque option de procédé et des feuilles de calcul Excel ont été utilisées pour l'établissement des bilans de matières et d'énergie. Des études techno-économiques détaillées et qui sont publiées dans la littérature ont été utilisées comme base et comme source pour les données de procédé.

La méthode basée sur le facteur de puissance appliqué au rapport de capacités a été utilisée pour le calcul des coûts d'investissement. Cette méthode a été appliquée pour le calcul des coûts des équipements installés des sections principales des options de procédé. Pour chaque section de procédé, une capacité référence, un coût d'investissement référence et une valeur d'exposant ont été obtenus des études techno-économique détaillées publiées (voir la méthode et un exemple de développement d'équations de calcul dans les Annexe 10, 11 et 12). Après le calcul des coûts d'équipement installé, des facteurs de multiplication ont été utilisés pour estimer les autres coûts d'investissement directs et indirects, les contingences et le fond de roulement (Annexe 9).

Les coûts d'opération se composent des coûts fixes d'opération, le coût de la biomasse et d'autres coûts variables (produits chimiques, utilités). Le coût des matières premières en fonction de la capacité de production a été calculé en utilisant l'équation 3.3. Les autres coûts variables ont été calculés en se basant sur les bilans de matières et d'énergie. On a supposé que toutes les options de procédé requièrent la même quantité de main-d'œuvre. Les coûts fixes de production sont énumérés dans l'Annexe 9.

Le taux de rendement interne après impôt (TRI après impôt) a été utilisé comme une mesure de la rentabilité.

L'analyse de sensibilité a été effectuée en tenant compte des paramètres incertains du modèle de coût de biomasse utilisé. La variation des paramètres est faite à l'intérieur d'un intervalle de variation probable.

3.4 Comparaison des options de bioraffinage intimement intégrées aux options quasi autonomes

Après l'évaluation des options de bioraffinage intimement intégrées et les options de bioraffinage quasi autonomes, les options de procédé prometteuses de chaque catégorie sont

sélectionnées et sont comparées selon un certain nombre de critères. Ceci permet de sélectionner le type d'options de bioraffinage qui peut être en phase avec la vision stratégique d'une usine de pâte et papiers et rencontrer ses objectifs à long terme. Les options prometteuses de chaque catégorie d'options de bioraffinage sont comparées selon les critères suivants :

- Coût d'investissement total: les coûts d'investissements sont comparés selon une base relative, c'est-à-dire selon les capacités appropriées des options de procédé. Pour les options intimement intégrées, la capacité dépend des considérations liées au procédé existant alors que pour les options quasi autonomes, la capacité appropriée des procédés produisant les produits de commodité est le résultat de compromis entre les économies d'échelles dues aux larges capacités et les déséconomies dues à l'augmentation du prix de la biomasse en augmentant la distance de collecte de cette biomasse. Pour les options produisant les produits de spécialité, la capacité est déterminée par le volume du marché visé.
- Risque de procédé: Ce critère représente l'intensité de l'impact négatif de l'implantation des options de bioraffinage sur les opérations du procédé existant.
- Risque technologique: Ce critère représente le risque relié aux technologies de bioraffinage. Le degré du risque dépend principalement de la maturité des technologies et de la complexité des procédés. La maturité technologique fait référence au stade de développement de la technologie (ex. échelle laboratoire, échelle pilote, échelle commerciale, etc.), alors que la complexité du procédé dépend du nombre de section ou d'opérations unitaire constituant le procédé.
- La différence de marge bénéficiaire globale: Ce critère donne une indication sur la diversification des revenus et la transformation du modèle d'affaire de l'usine après implantation de la bioraffinerie.

CHAPITRE 4 SYNTHÈSE

4.1 Liste des articles

Les deux articles ci-dessous ont été soumis pour publication dans des journaux scientifiques. L'intégralité des deux articles est présentée dans la section des annexes.

- Article 1 - Partie I: H. Ghezzaz, L. Pelletier et P. Stuart. Biorefinery implementation for recovery debottlenecking at existing pulp mills - Part I: Potential for debottlenecking.
- Article 1 - Partie II: H. Ghezzaz, L. Pelletier et P. Stuart. Biorefinery implementation for recovery debottlenecking at existing pulp mills - Part II: Techno-economic evaluation.
- Article 2: H. Ghezzaz et P. Stuart. Biomass availability and process selection for an integrated forest biorefinery.

L'article I a été soumis à Tappi Journal. Le contenu de l'article a été aussi présenté à la conférence IBC'09 (International Biorefinery Conference 09) qui a eu lieu en octobre 2009 à Syracuse, New York.

L'article II a été publié dans Pulp and Paper Canada. Le contenu de l'article a été aussi présenté à la conférence annuelle de l'industrie canadienne des pâtes et papiers (Paperweek Canada 2011) qui a eu lieu en février 2011 à Montréal.

4.2 Présentation des articles

L'article 1 a pour objectif d'évaluer les options de procédé de bioraffinage intimement intégrées au procédé existant. Cet article met l'accent sur l'implication du risque de procédé dans le choix des options de bioraffinage intimement intégrées. L'article présente les résultats de l'étude de cas considérant l'usine hôte du projet. Deux options de procédés de bioraffinage ont été évaluées : (1) la précipitation de lignine contenue dans la liqueur noire en utilisant la technologie LignoBoost et (2) l'extraction d'hémicellulose avant la mise en pâte. Ces deux options ont le potentiel de rencontrer l'objectif à court terme de l'usine qui est de désengorger le procédé et augmenter la production de papier.

La partie I de l'article consiste dans l'analyse du principe d'opération du réacteur Copeland qui constitue le goulet d'engorgement du procédé. Cette analyse permet alors d'identifier les

facteurs limitant sa capacité de traitement de la liqueur noire. Le principe d'opération des technologies de bioraffinage a été aussi analysé afin de déterminer les risques technologiques et les impacts négatifs possibles sur le procédé de base. Cette partie I de l'article estime aussi le potentiel de désengorgement et l'évaluation de l'augmentation possible de la production par l'implantation des deux procédés de bioraffinage choisis. La partie II de l'article est une évaluation techno-économique des deux options de bioraffinage dans le contexte de désengorgement. Cette deuxième partie de l'article compare les deux options de bioraffinage selon divers critères.

L'article II a pour objectif de démontrer une méthodologie systématique de conception pour évaluer et éliminer les options de bioraffinage quasi autonomes non prometteuses au stade préliminaire du processus de conception. L'article a aussi pour objectif de démontrer l'implication de la qualité et la disponibilité de la biomasse autour de l'usine dans le choix des options prometteuses de bioraffinage. L'article consiste alors en l'évaluation de la biomasse disponible autour de l'usine de l'étude de cas, une évaluation technologique pour définir un certain nombre de combinaison produit-procédé de bioraffinage et une évaluation techno-économique d'ordre de grandeur permettant le choix des combinaisons produit-procédé prometteuses et leurs capacités de production appropriées.

La comparaison entre les deux catégories de procédés, c'est-à-dire, les options de procédé intimement intégrées et les options de procédé quasi autonomes, en se basant sur les résultats publiés dans les deux articles, est présentée dans le corps de ce mémoire.

4.3 Évaluation des options de bioraffinage intimement intégrées

Plusieurs technologies de bioraffinage à intégrer en rétro-installation dans les usines de pâtes et papiers ont été développées. Parmi ces technologies on peut citer les technologies d'extraction d'hémicellulose avant la mise en pâte, les différentes techniques de séparation de lignine contenue dans la liqueur noire et les technologies de gazéification de liqueur noire. La grande partie de ces technologies est destinée aux usines Kraft et ont généralement comme objectif d'améliorer les opérations des usines existantes de pâtes ou de créer de nouvelles sources de revenus. L'objectif principal d'extraction d'hémicellulose avant la mise en pâte est de séparer une quantité d'hémicellulose qui peut être utilisée pour la production de nouveaux bioproduits. Pour la séparation de lignine de la liqueur noire, les objectifs sont de récupérer l'excédent énergétique

sous forme de lignine solide, désengorger la chaudière de récupération et produire une quantité de lignine utilisable comme combustible ou comme matière première pour la production de produits verts. La gazéification de la liqueur noire permet de produire le gaz de synthèse qui peut être utilisé pour remplacer le combustible fossile utilisé à l'usine, produire d'électricité ou faire la synthèse de produits chimiques et biocarburants.

Le choix d'une technologie parmi ces nombreuses technologies par une usine de pâte et papiers dépend des objectifs de l'usine mais aussi de la configuration du procédé en place. Ces technologies sont fortement intégrées au procédé de base et par ce fait leur impact sur les opérations du procédé existant ou sur la qualité de pâte peut être très important. Le risque technologique est alors déterminant dans le choix du procédé intimement intégré. L'article 1 considère l'implication de l'impact d'intégration des technologies de bioraffinage sur le procédé existant dans le choix des options les mieux appropriées.

Deux technologies à implanter dans l'usine de l'étude de cas dans le but de désengorger le procédé ont été évaluées et comparées : La technologie LignoBoost et l'extraction d'hémicellulose avant la mise en pâte dans un milieu proche du milieu neutre.

4.3.1 Évaluation du risque technologique et des impacts sur le procédé de base

4.3.1.1 Risques technologiques reliés à l'implantation du procédé LignoBoost

Le procédé LignoBoost a été développé pour être intégré aux usines Kraft et l'application du procédé tel qu'il est développé pour les usines Kraft au cas de l'usine de l'étude de cas (usine de pâte mi-chimique) peut engendrer plusieurs incertitudes et risques technologiques. Ces incertitudes et risques sont les suivants :

Précipitation de lignine

La lignine se comporte comme des particules hydro-colloïdales dans la liqueur noire et se précipite suite à la diminution du pH, simultanément avec la protonation des ses groupes acides. Des expériences menées par Sundin [69] ont montré que la précipitation de la lignine dépend de plusieurs facteurs comme l'importance des forces ioniques qui sont affectées par la présence des cations de métaux dans la liqueur noire, le pH de la liqueur, la masse moléculaire de la lignine, la concentration en lignine de la liqueur noire et la température de la liqueur. En plus des ces 5

principaux facteurs, beaucoup d'autres facteurs peuvent avoir aussi un impact important sur le rendement de précipitation de lignine. Parmi ces autres facteurs, on peut citer l'essence du bois ou le type de procédé utilisé pour la mise en pâte.

Pour le cas de l'usine de l'étude de cas, nous avons constaté que la lignine reste à l'état dissous même à un pH neutre alors que pour la liqueur noire des usines Kraft, le rendement de précipitation de lignine dépasse 80% quand on réduit le pH de la liqueur noire à 7. En admettant l'hypothèse que la lignine dans le cas de l'usine de l'étude de cas se comporte de la même façon que la lignine des usines Kraft (lignine alcaline), la non précipitation de la lignine peut être alors due au fait que la masse moléculaire des fragments de lignine est faible comparativement à la lignine Kraft ou la concentration en ions de sodium dans la liqueur est faible et n'atteint pas la concentration critique de coagulation.

En considérant toujours l'hypothèse qu'il est possible de précipiter la lignine en diminuant le pH, l'incertitude de l'application du procédé LignoBoost consiste en la possibilité d'utiliser le CO_2 pour acidifier la liqueur. La dissolution de CO_2 consiste en une absorption physique et une dissolution chimique, la réduction du pH pour atteindre des valeurs très basses va nécessiter des quantités importantes de CO_2 et des pressions d'opération très élevées ce qui va affecter les coûts d'investissement et d'opération du procédé.

Filtration de la lignine

La filtration a pour objectif de séparer la lignine précipitée sous forme d'un gâteau de filtration solide et d'obtenir un liquide nommé filtrat contenant les autres matières inorganiques et les matières organiques qui n'ont pas précipité. La surface filtrante appelée aussi média filtrant peut être constituée de nombreux matériaux parmi lesquels on peut citer, la toile ou le treillis inox.

Lors de la filtration, il y a une résistance au passage du liquide liée entre autres à la porosité du gâteau et du média filtrant ainsi qu'à la viscosité du filtrat. Cette résistance se traduit par une perte de charge (ΔP) d'autant plus élevée que l'épaisseur du gâteau est importante ou que la vitesse du liquide est importante. Ainsi, les éléments qui déterminent le débit de filtration sont : La surface du média filtrant, sa résistance (liée à son épaisseur, sa porosité, la viscosité, etc.), la résistance du gâteau liée à son épaisseur et sa porosité et la ΔP appliquée de part et d'autre du milieu filtrant

L'équation intégrée développée par Ohman et al. [70] pour évaluer l'efficacité de l'opération de filtration de lignine est la suivante:

$$\frac{t_2 - t_1}{V_2 - V_1} = \frac{\mu}{A^2 \Delta P} \left[\frac{\alpha_{av} C}{2} (V_2 - V_1) + C \alpha_{av} V_1 + R_m A \right] \quad (4.1)$$

Cette équation représente un développement de la loi de Darcy pour l'écoulement des fluides dans un milieu poreux avec V le volume de filtrat, t le temps, μ la viscosité, A la surface, ΔP la pression de filtration, α_{av} la résistance spécifique moyenne de filtration (rapport entre la masse du gâteau et le volume du filtrat) et R_m la résistance du média filtrant. La résistance spécifique moyenne de filtration α_{av} peut être déterminée à partir de données expérimentales et en calculant la pente de la droite $(t_2 - t_1) / (V_2 - V_1)$ en fonction de $(V_2 - V_1)$.

Les expériences qui ont été faites jusqu'à présent ne concernent que la lignine des procédés Kraft. Il est alors fort probable que la résistance à la filtration soit différente pour le cas des procédés mi-chimiques. L'augmentation de cette résistance engendrera une augmentation de la surface nécessaire à la filtration ou une augmentation de la différence de pression qu'il faut appliquer de part et d'autre du milieu filtrant. L'augmentation de ces deux paramètres peut affecter d'une manière significative la rentabilité du procédé LignoBoost, surtout en sachant qu'une grande partie du capital d'investissement est allouée aux filtres presse.

Lavage de la lignine

Un autre risque technologique qui est à prévoir est lié à l'utilisation de l'acide sulfurique pour le contrôle du pH dans le réservoir de re-dispersion de la lignine dans le procédé LignoBoost. Les filtrats de lavage sont renvoyés vers le cycle de récupération de carbonate de sodium. Le soufre supplémentaire peut avoir un impact sur les propriétés de la liqueur verte et ainsi sur les propriétés de la pâte, même si la quantité d'acide sulfurique est faible. Pour le cas de l'utilisation de l'acide sulfurique, l'impact négatif sur la température eutectique du mélange de sels au fond du réacteur Copeland est peu probable puisque les sels de sulfates sont caractérisés par des hautes températures de fusion.

D'autres acides; autre que l'acide sulfurique; pourraient être envisagés, dans le but d'éliminer les problèmes liés à la présence de soufre supplémentaire dans le procédé. En général, le changement de la composition minérale de la liqueur noire peut avoir un impact sur la

température eutectique du mélange de sels au fond du réacteur (point de fusion du lit fluidisé du réacteur Copeland).

Changement des caractéristiques physiques de la liqueur noire

La séparation de lignine de la liqueur noire va conduire aussi bien à des changements du rapport inorganiques-organiques qu'à des changements des propriétés physiques de celle-ci. Les deux principales propriétés physiques de la liqueur noire qui sont affectées sont la viscosité et l'élévation du point d'ébullition. Le changement de ces deux caractéristiques affecte les opérations dans le système Copeland. Le changement de l'élévation du point d'ébullition va affecter la demande en vapeur vive dans la ligne d'évaporateur à multiples effets. Ceci ne représente cependant pas de risque pour l'usine qui possède une capacité suffisante pour l'évaporation de la liqueur noire. Le changement de viscosité va affecter légèrement les coefficients d'échange thermique au niveau de l'évaporateur à multiples effets ainsi que l'énergie nécessaire pour le pompage de la liqueur noire mais le changement de viscosité peut affecter considérablement les opérations au niveau du réacteur Copeland. Les propriétés physiques de la liqueur noire, en particulier la viscosité doit être contrôlée afin de parvenir à une atomisation appropriée de celle-ci dans le réacteur. La diminution importante de la viscosité après la séparation de lignine représente un risque technique pour le fonctionnement du réacteur Copeland et des défis possibles pour l'atomisation de la liqueur noire sont à prévoir après l'implantation du procédé LignoBoost.

4.3.1.2 Risques technologiques reliés à l'implantation du procédé VPP

L'implantation du procédé VPP dans une usine existante augmente l'énergie totale requise à cause de l'énergie supplémentaire nécessaire pour les étapes d'extraction d'hémicellulose, de séparation de l'éthanol par distillation et de séparation liquide-liquide de l'acide acétique et du furfural.

Différentes informations sur les conséquences de l'implantation des différentes techniques de pré-extraction de l'hémicellulose sur les procédés de fabrication de pâtes ont été rapportées dans la littérature. Selon Testova [71], la pré-extraction d'hémicellulose diminue le facteur H nécessaire pour atteindre le degré de délignification souhaité. Des expériences effectuées par Goyal et al. [72] ont montré que les copeaux de bois d'érable, dont 12% de bois sec est extrait avec de l'eau chaude, nécessitent moins de produits chimiques alcalins actifs lors de la cuisson et

le facteur H requis pour atteindre le degré de délignification est diminué de la moitié. Ces expériences ont également montré que la cuisson de copeaux de bois après extraction, pour atteindre le même nombre kappa, conduit à une baisse de 2% du rendement en pâte. Frederick et al. [2] ont rapporté que l'extraction de l'hémicellulose en utilisant de l'acide dilué augmente les pertes en cellulose durant l'étape de mise pâte.

En ce qui concerne la qualité de pâte, Testova [71] a rapporté que les propriétés de résistance des pâtes issues des prétraitements avec de l'acide sulfurique dilué sont plus basses que celles des pâtes standards. La force de résistance de pâtes avec 10% d'hémicellulose extraite est en moyenne 50% inférieure à celle des pâtes standards. Selon Mao [3], la qualité et la quantité de la pâte Kraft restent inchangées après l'extraction de 10% de bois sec en utilisant la technique d'extraction dans des conditions proches du milieu neutre. Cependant, il n'y a pas de données disponibles sur l'impact des différentes méthodes d'extraction hémicellulose sur les propriétés de pâtes de haut rendement (pâtes mi-chimiques).

L'impact du procédé VPP sur le rapport inorganiques-organiques de la liqueur noire ne devrait pas être important en raison de la diminution de la quantité de liqueur de cuisson après l'extraction de l'hémicellulose. La quantité de lignine dans la liqueur noire devrait également rester inchangée. Par conséquent, l'impact de VPP sur les propriétés physiques de la liqueur noire ne devrait pas être significatif.

Les risques du procédé VPP consistent aussi dans le fait que les étapes du procédé sont toujours à l'échelle d'unité pilote ou à l'échelle de laboratoire.

4.3.2 L'engorgement dans le réacteur Copeland

L'analyse du principe d'opération du réacteur a permis de déceler deux facteurs limitant la quantité de liqueur noire concentrée qui peut être traitée (1) la charge thermique limite du réacteur et (2) le débit maximal d'air de combustion qui peut être envoyé dans le réacteur. Ces deux facteurs sont liés et dépendent de la quantité et la composition des matières organiques envoyées au réacteur.

4.3.2.1 Charge organique du réacteur

Un bilan de matière global des lignes de mise en pâte a été utilisé pour estimer l'augmentation du débit des matières organiques alimentant le réacteur. La Figure 4-1 montre la variation du débit des matières organiques dissoutes dans la liqueur noire en fonction du taux de production de papier et pour différents rendements en pâte (la proportion de la fibre vierge est fixée à 65% dans le produit final). On voit que l'augmentation du débit des matières organiques alimentant le réacteur lorsque le rendement en pâte est réduit de 1% (par exemple de 85% à 84%) est équivalente à l'augmentation de la charge organique du réacteur lorsque la production de papier est augmentée de 8% (par exemple, de 600 t.a./jour à 648 t.a./jour).

L'augmentation de la quantité de matières organiques alimentant le réacteur engendre l'augmentation de la quantité d'oxygène nécessaire à la combustion et l'augmentation de la charge thermique du réacteur.

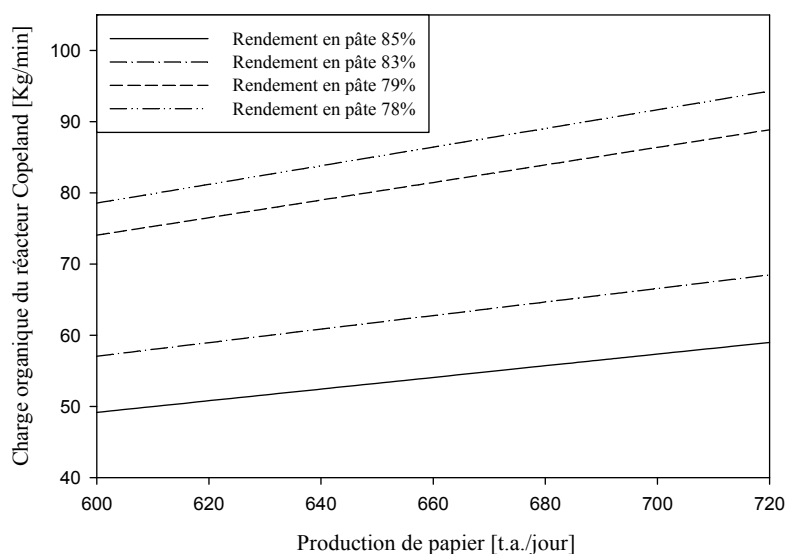


Figure 4-1: Variation du débit des matières organiques dissoutes dans la liqueur noire en fonction du taux de production de papier pour différents rendements en pâte

4.3.2.2 Charge thermique du réacteur

Le réacteur Copeland fonctionne à sa capacité maximale avec le taux de production de papier actuel et le rendement en pâte actuel (la production est de 600 t.a./jour de papier pour un rendement en pâte de 85%). La charge thermique limite du réacteur a été évaluée comme étant la

chaleur dégagée après la combustion des matières organiques fournies actuellement au réacteur. La figure 4-2 représente la variation de la charge thermique du réacteur pour différents taux de production de papier et pour différents rendements en pâte.

Le maintien de la charge thermique du réacteur constante permet de contrôler le profil de température à l'intérieur du réacteur, maintenir le débit actuel d'air de combustion constant et donc préserver les conditions actuelles de fluidisation.

Le désengorgement du réacteur peut être fait en éliminant l'excès de chaleur qui représente la différence entre la charge thermique du réacteur lorsque la production est augmentée et/ou le rendement en pâte est diminué et sa charge thermique limite (charge thermique actuelle). L'excès de chaleur correspond à une quantité de matières organiques dissoutes dans la liqueur noire, qui doit être séparée.

Les deux options de bioraffinage sélectionnées permettent la réduction de la quantité de matières organiques alimentant le réacteur. LignoBoost sépare directement la lignine dissoute dans la liqueur noire alimentant le réacteur, tandis qu'avec le VPP, une quantité d'hémicellulose qui se retrouve normalement dissoute dans la liqueur noire est extraite avant la cuisson des copeaux de bois.

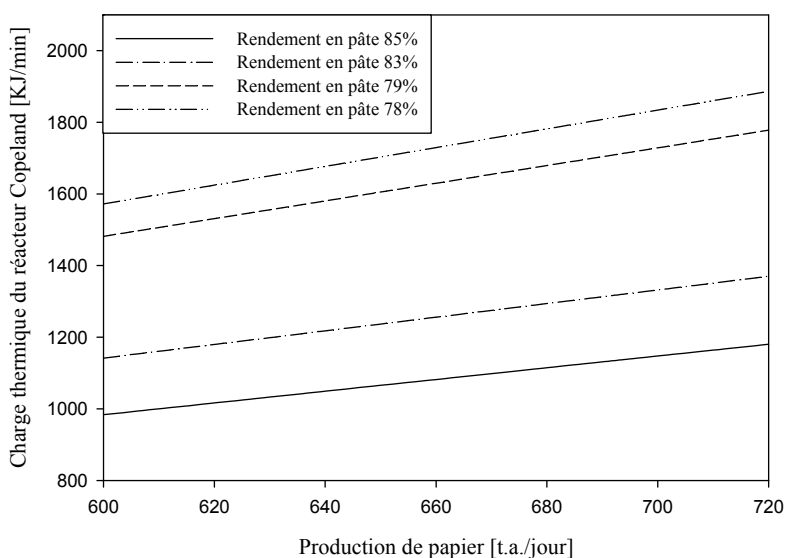


Figure 4-2: Variation de la charge thermique du réacteur Copeland en fonction du taux de production de papier pour différents rendements en pâte

4.3.3 Potentiel de désengorgement

4.3.3.1 Taux de précipitation de lignine et de pré-extraction d'hémicellulose

L'objectif de séparer la lignine de la liqueur noire ou d'extraire l'hémicellulose avant la mise en pâte est de diminuer la quantité de matières organiques envoyée au réacteur Copeland même si en même temps la production de papier est augmentée et/ou le rendement en pâte est diminué. Ceci diminue la charge thermique du réacteur et la quantité d'air de combustion nécessaire. Le calcul de la quantité de lignine à précipiter ou la quantité de l'hémicellulose à extraire est basé sur le calcul de l'excédent de chaleur dans le réacteur.

Les Figures 4-3 et 4-4 montrent la variation du taux de précipitation de lignine et du taux de pré-extraction d'hémicellulose pour le désengorgement du procédé lorsque la production de papier est augmentée ou le rendement en pâte est diminué.

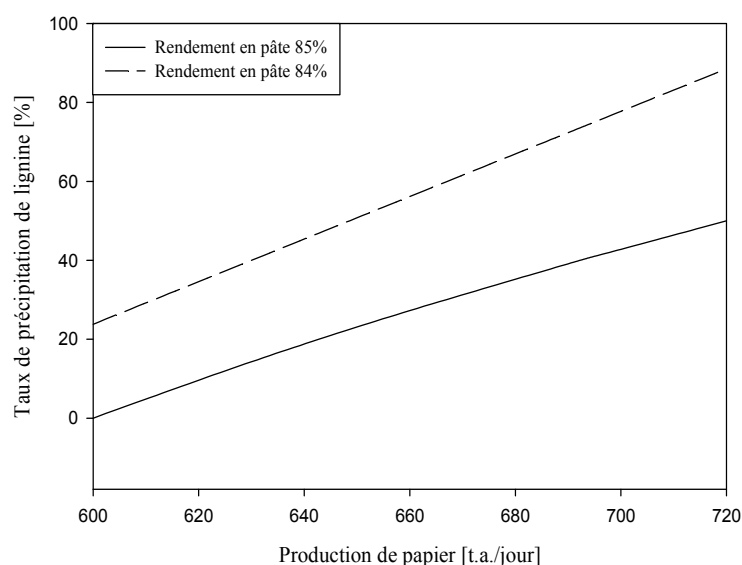


Figure 4-3: Taux de précipitation de lignine (% mass. de la lignine contenue dans la liqueur noire) en fonction du taux de production pour différents rendements en pâte

Les résultats montrent que si la production de papier est augmentée jusqu'à 720 t.a./jour et le rendement en pâte est maintenu constant, 50% de la lignine dissoute dans la liqueur noire doit être précipitée. Mais si le rendement en pâte est diminué de 85 à 84%, 88,5% de lignine doit être précipitée pour qu'il soit possible de faire fonctionner le réacteur Copeland à sa charge thermique

maximale. De même pour l'option VPP, la Figure 4-4 montre que 2,7% du bois sec doit être extrait, si la production de papier est augmentée jusqu'à 720 t.a./jour. Mais le taux d'extraction doit être supérieur à 10% du bois sec, si en même temps le rendement en pâte est diminué de 85% à 79%.

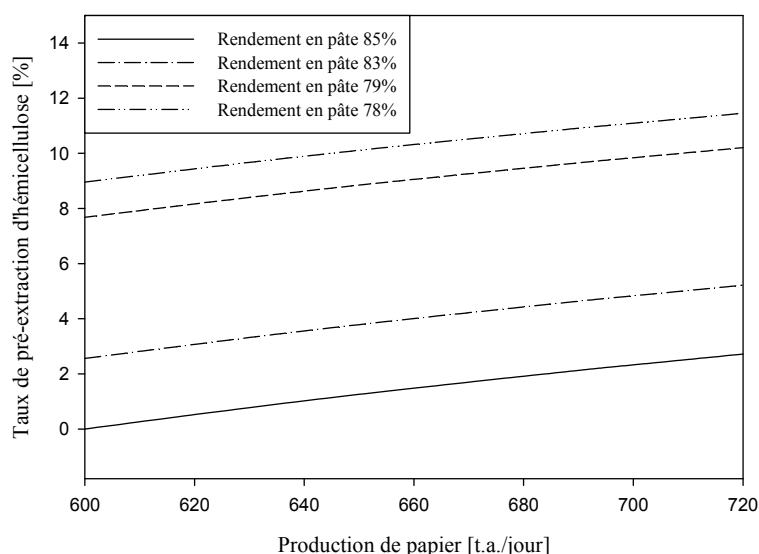


Figure 4-4: Taux de pré-extraction d'hémicellulose (% mass. du bois sec) en fonction du taux de production pour différents rendements en pâte

4.3.3.2 Température adiabatique de combustion

Pour être en mesure de maintenir une combustion totale et autonome des matières organiques alimentant le réacteur Copeland et maintenir aussi l'efficacité des opérations du réacteur à lit fluidisé après séparation de la lignine ou après la pré-extraction d'hémicellulose, le profil de température dans le réacteur doit être maintenu constant comme il est dans les conditions actuelles d'opération. Ceci est particulièrement important parce que la température actuelle du lit fluidisé est très proche de la température d'inflammation des composants organiques (la température d'inflammation de carbone est de 700°C).

La modélisation des phénomènes élémentaires se produisant à l'intérieur du réacteur et l'évaluation précise des changements dans le profil de température à l'intérieur du réacteur est un problème très complexe. La température adiabatique de combustion représente alors un modèle

simple de transfert de chaleur. Elle peut être utilisée pour prédire l'évolution de la température à l'intérieur du réacteur quand il y a un changement dans la composition de la liqueur noire alimentant le réacteur.

Dans le cas de la pré-extraction d'hémicellulose, la variation du rapport inorganiques-organiques dans la liqueur noire devrait être mineure, et la valeur calorifique nette de la liqueur noire ne sera pas sensiblement affectée, et on peut admettre ainsi que le profil de température dans le réacteur sera préservé. Mais dans le cas de la précipitation de la lignine, des changements importants dans le pouvoir calorifique net de la liqueur noire sont à prévoir si la concentration en solides dissous dans la liqueur noire est maintenue constante telle qu'elle est présentement.

La Figure 4-5 montre la variation de la température adiabatique de combustion en fonction du taux de précipitation de lignine pour une concentration constante en solides dissous dans la liqueur noire (53%). La diminution de la température adiabatique de combustion est provoquée par l'abaissement de la valeur calorifique nette de la liqueur noire, qui est affectée par l'augmentation du rapport inorganiques-organiques et le changement de la composition des matières organiques dissoutes après la séparation de lignine (diminution de la proportion de lignine dans les matières organiques dissoutes de la liqueur noire).

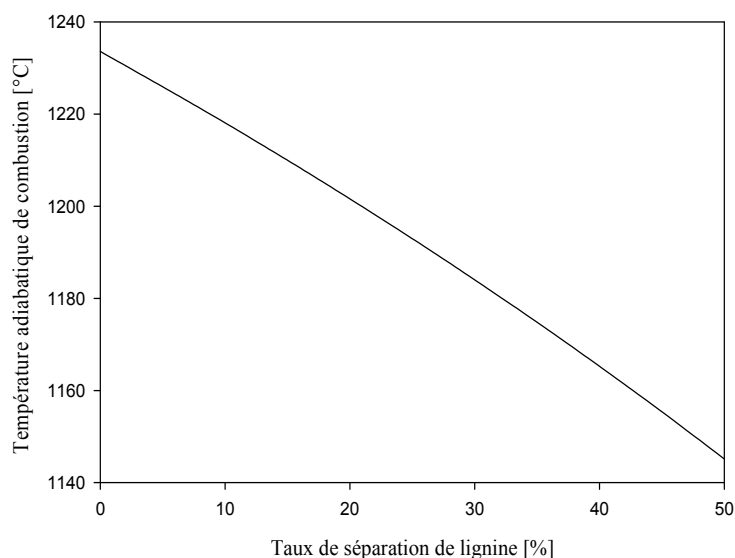


Figure 4-5: Température adiabatique de combustion de la liqueur noire (°C) en fonction du taux de séparation de lignine (%) (Concentration en solides dissous de la liqueur noire est maintenue constante à 53%)

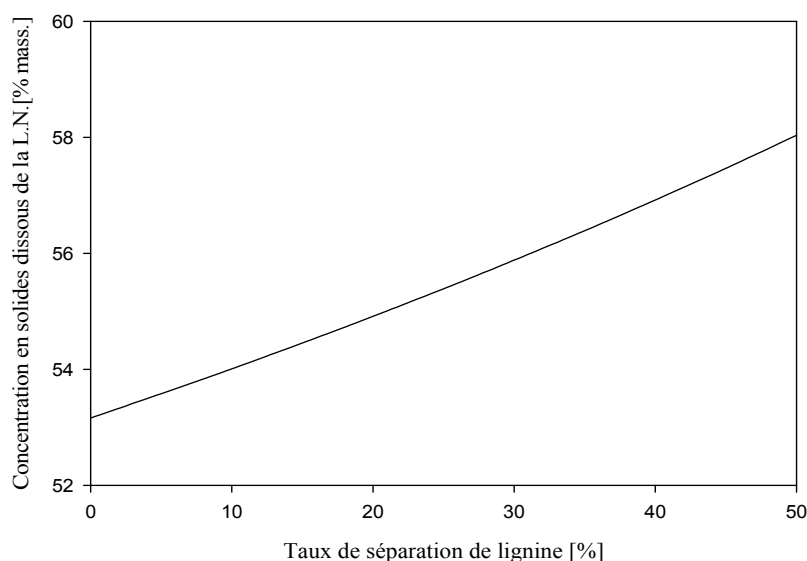


Figure 4-6: Concentration en solides dissous de la liqueur noire (% mass.) nécessaire pour maintenir une température adiabatique de combustion constante après séparation de lignine

Pour maintenir une combustion complète et autonome après la séparation de lignine, la concentration en solides dissous dans la liqueur noire alimentant le réacteur doit être supérieure à la concentration de la liqueur noire concentrée envoyée au réacteur présentement (sans séparation de lignine). Ceci compensera la baisse de la valeur calorifique nette de la liqueur noire après séparation de la lignine et permet de maintenir la température adiabatique de combustion constante et ainsi garder le même profil de température à l'intérieur du réacteur.

La Figure 4-6 représente la concentration totale en solides dissous de la liqueur noire nécessaire pour maintenir la température adiabatique de combustion constante après précipitation de lignine.

4.3.3.3 Diminution de viscosité

La viscosité de la liqueur noire est le paramètre qui affecte le plus la taille moyenne et la distribution de taille des gouttelettes de liqueur noire pulvérisée dans le réacteur Copeland. Un grand changement de la viscosité aura une incidence significative sur l'opération d'atomisation de liqueur noire et, par conséquent, affecte toutes les opérations du réacteur Copeland. La viscosité doit être contrôlée pour assurer une atomisation appropriée de la liqueur noire.

La viscosité diminue en diminuant la concentration et le poids moléculaire moyen de la lignine contenue dans la liqueur noire. Moosavifar et al. [61] ont développé 3 modèles reflétant la variation de la viscosité de la liqueur noire après précipitation de la lignine. Les modèles donnent une approximation de la viscosité de la liqueur noire en fonction de la quantité de lignine dissoute et en corrélation avec le poids moléculaire de la lignine. Les modèles sont valables lorsque la concentration totale en solides dissous de la liqueur noire est inférieure à 50%, une concentration pour laquelle la liqueur noire se comporte comme un fluide newtonien. Dans notre cas, la concentration de la liqueur noire varie entre 53 à 58% (Figure 4-6) et la concentration en lignine est faible comparée à la concentration de la liqueur noire des usines Kraft. Ceci nous permet d'admettre l'hypothèse que la liqueur noire alimentant le réacteur Copeland se comporte comme un fluide newtonien et les modèles développés par Moosavifar peuvent être utilisés.

Le modèle suivant développé par Moosavifar pour l'estimation de la variation de la viscosité après précipitation de la lignine a été utilisé:

$$\log\left(\frac{\eta}{\eta_0}\right) = \frac{A}{T^4} + B, \quad A = K\left(\frac{S}{1-S}\right)10^{10} \quad (4.2)$$

Où η est la viscosité de la liqueur noire, η_0 est fixé à 1 mPa.s, B et K sont des constantes, T est la température et S représente la concentration en lignine dans la liqueur noire. Dans notre cas, la constante B prend la valeur 6,3 et la constante K prend la valeur 13,2.

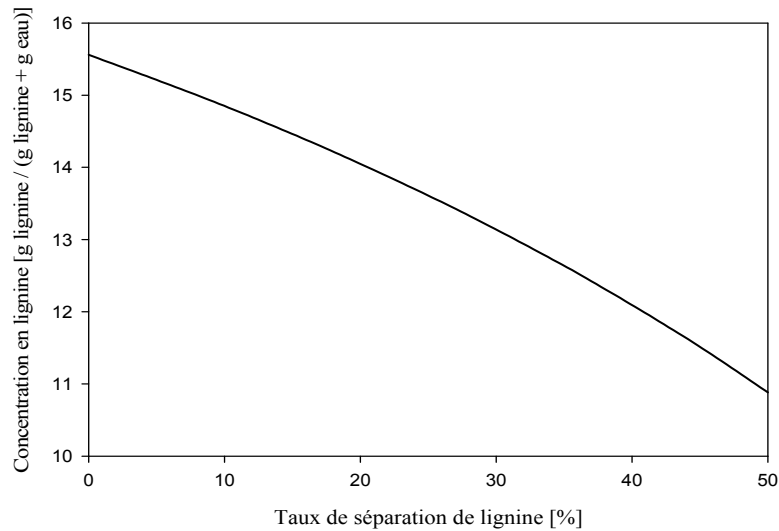


Figure 4-7: Concentration en lignine (g lignine / (g lignine + g eau)) dans la liqueur noire envoyée au réacteur Copeland en fonction du taux de précipitation de lignine

La Figure 4-7 montre la variation de la concentration de la liqueur noire en lignine dissoute. On remarque que la variation de la concentration de lignine dans la liqueur noire après séparation de lignine n'est pas linéaire. Ceci est dû au fait que la concentration en solides dissous de la liqueur noire augmente avec l'augmentation du taux de séparation de lignine afin de maintenir une combustion autonome (Figure 4-6).

La Figure 4-8 montre la diminution de la viscosité de la liqueur noire en fonction du taux de précipitation de lignine. La viscosité diminue de manière significative lorsque la lignine est séparée. Le modèle utilisé ne tient compte que des changements dans la concentration de lignine, mais la concentration totale en solides dissous de la liqueur noire augmente avec l'augmentation du taux de précipitation de lignine (Figure 4-6). La diminution de la viscosité pourrait donc être moins importante que la diminution trouvée en utilisant le modèle d'estimation choisi.

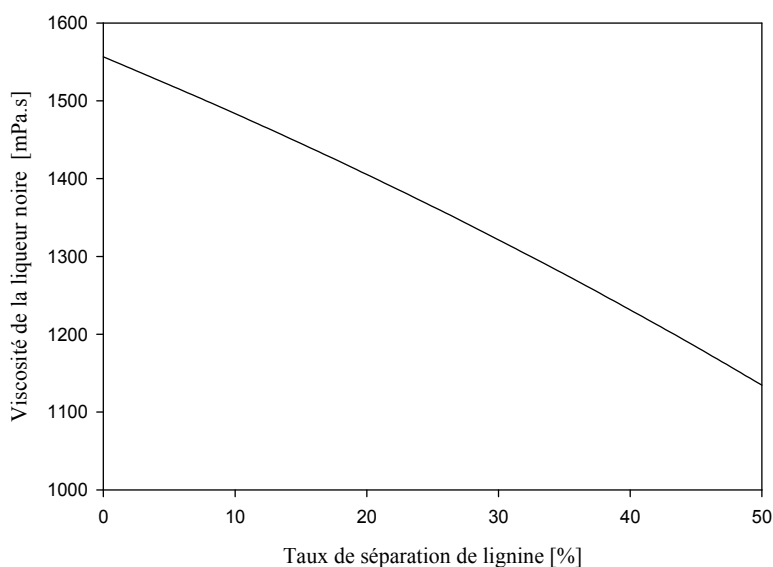


Figure 4-8: Viscosité de la liqueur noire envoyée au réacteur (mPa.s) en fonction du taux de séparation de lignine

La Figure 4-9 montre la diminution relative de la viscosité de la liqueur noire envoyée au réacteur Copeland en fonction du taux de précipitation de lignine.

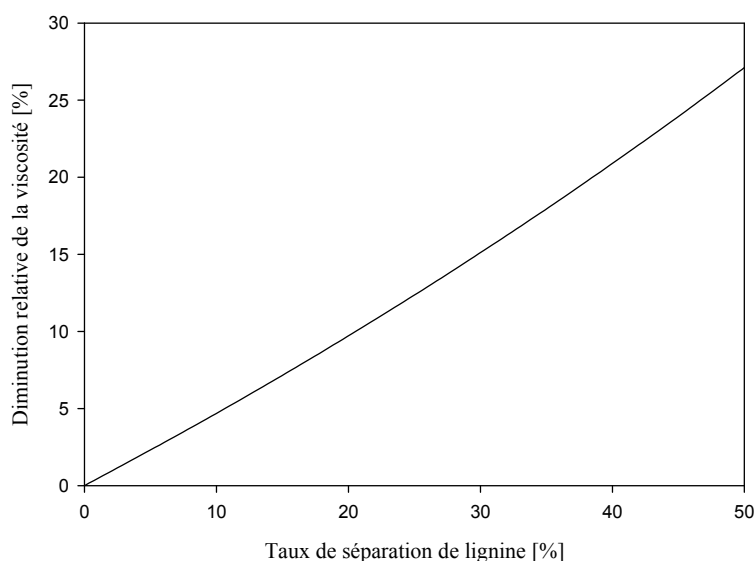


Figure 4-9: Diminution relative (%) de la viscosité de la liqueur noire en fonction du taux de séparation de lignine

4.3.3.4 Potentiel d'augmentation de production et de diminution du rendement en pâte

L'augmentation maximale de production de papier et la diminution maximale du rendement en pâte dépendent des limites maximales des taux de pré-extraction d'hémicellulose et de précipitation de lignine. Mao et al. [3] ont montré que 10% de bois sec peut être extrait sans qu'il y ait d'effets négatifs sur la qualité du papier ou sur les pertes en cellulose lors de la cuisson du bois. Ce taux d'extraction hémicellulose peut être alors considéré comme une limite maximale du taux d'extraction pour lequel les propriétés du papier restent acceptables et qu'il n'y ait pas de pertes substantielles de cellulose au cours de la cuisson des copeaux de bois.

Dans le cas de la précipitation de la lignine, le taux de précipitation maximal peut être dicté par le changement de viscosité de la liqueur noire alimentant le réacteur. Un changement considérable de la viscosité constitue un risque majeur sur les opérations du réacteur Copeland. Le système utilise un atomiseur à deux fluides (air-liqueur noire). En plus de la viscosité, d'autres paramètres peuvent affecter la qualité d'atomisation (taille moyenne et distribution de taille des gouttelettes). Parmi ces paramètres, on a la géométrie de la buse d'atomisation, la température de la liqueur noire et de la pression de l'air d'atomisation. Il est donc possible d'ajuster la température et la pression d'air pour compenser un changement de la viscosité de la liqueur noire après la

séparation de la lignine. La diminution relative de la viscosité qui peut être tolérable est supposée égale à 20%. Cette modification de la viscosité correspond à un taux de précipitation de la lignine de 40% (Figure 4-9).

En considérant un taux d'extraction maximal d'hémicellulose de 10% du bois sec et un taux de précipitation de lignine maximal de 40% de lignine dissoute dans la liqueur noire, on peut conclure que l'implantation de VPP permet une augmentation de 20% de la production de papier (120 t.a./jour de papier). Le procédé VPP permet aussi de réduire le rendement en pâte à 79% (Figure 4-4). D'autre part, l'implantation de LignoBoost permet une augmentation de 15% de la production de papier (90 t.a./jour de papier) si le rendement en pâte actuel est maintenu. Si le rendement en pâte est diminué de 1% (85% à 84%), la production de papier peut être augmentée que de 5% (30 t.a./jour de papier) (figure 4-3).

4.3.4 Évaluation techno-économique

L'évaluation économique des deux procédés de bioraffinage a été faite dans le contexte de désengorgement du procédé pour augmenter la production et diminuer le rendement en pâte. Les coûts supplémentaires dans le procédé de base et les revenus additionnels de l'augmentation de production de papier ont été considérés à côté des coûts d'opération et des revenus de la vente des produits de la bioraffinerie.

Deux scénarios ont été analysés: (1) Dans le cas du procédé LignoBoost, on a considéré le scénario de l'augmentation maximale possible de la capacité de production en gardant le rendement en pâte constant (690 t.a./jour de papier). Pour ce scénario, le taux de précipitation de lignine est égal à 39,1% de la lignine dissoute dans la liqueur noire. (2) Pour le procédé VPP, il a été démontré que son potentiel de désengorgement est plus important et on a considéré donc le scénario où la production est augmentée de 120 t.a./jour et le rendement en pâte est diminué de 85% à 79%. Pour ce scénario, le taux d'extraction d'hémicellulose est égal à 10,2% du bois sec.

Le Tableau 4.1 montre les résultats de l'évaluation économique. Les coûts d'investissement dans les deux procédés sont relativement faibles comparés aux résultats publiés dans la littérature et ceci est dû aux faibles capacités des deux procédés de bioraffinage. LignoBoost produit 3980 t/année de lignine avec 70% de matières sèches, tandis que le procédé VPP produit environ 1,4

millions de gallons/année d'éthanol. Les coûts d'investissement dans le procédé LignoBoost sont beaucoup plus bas comparés aux coûts d'investissement nécessaires dans le procédé VPP. La raison en est que le procédé VPP est plus complexe par rapport au procédé LignoBoost. En outre, dans le cas VPP, l'étape d'extraction du bois traite tout le bois utilisé pour la mise en pâte et les autres étapes de procédé traitent des débits élevés de courants dilués qui nécessitent des équipements avec de gros volumes. D'autre part, avec LignoBoost, seule une fraction de liqueur noire peut être traitée si le rendement de précipitation de lignine est élevé.

Les coûts variables d'opération supplémentaires dans le procédé de base constituent une partie importante des coûts d'opération totaux pour les deux scénarios. Les coûts des copeaux de bois, du vieux carton (OCC), de vapeur et d'électricité sont les principaux éléments de coût pour les deux scénarios considérés. C'est un résultat attendu étant donné l'augmentation importante de production de pâte mais aussi à cause des capacités faibles des deux options de bioraffinerie.

Les revenus provenant de la vente de la production supplémentaire du papier est la principale source de revenus pour les deux scénarios considérés. Les revenus de la lignine ne représentent que 4% des revenus totaux, tandis que les revenus des produits de VPP représentent 28% du total des revenus. Les revenus provenant du VPP sont plus importants parce que trois bioproduits sont fabriqués et cédés sur le marché (éthanol, acide acétique et furfural).

Les deux options de bioraffinerie semblent être rentables dans le contexte de désengorgement de procédés. L'option LignoBoost est caractérisée par une valeur de TRI très élevée. Les deux options donnent la possibilité d'un revenu supplémentaire à partir de l'augmentation de production de papier et de la production de bioproduits.

L'intégration des deux options de bioraffinage permet d'augmenter la production sans avoir une augmentation des coûts fixes au niveau du procédé de base et donc, les marges bénéficiaires d'opération de la production de papier sont considérablement améliorées.

LignoBoost a un plus grand TRI après impôt par rapport à l'option VPP en raison de ses coûts d'investissement qui sont beaucoup plus bas.

Tableau 4.1: Résultats de l'évaluation économique

	LignoBoost	VPP
Capital cost (\$)		
Total Installed Equipment Cost TIEC	2 809 000	18 134 000
Additional direct costs ADC (9 % of TIEC)	253 000	1 632 000
Total Installed Cost TIC (TIEC+ADC)	3 062 000	19 767 000
Indirect Costs IC (50 % of TIC)	1 531 000	9 883 000
Project Contingency PC (30 % of TIC)	919 000	5 930 000
Total Capital Investment TCI (TIC+IC+PC)	5 512 000	35 580 000
Working capital WC (3% of TCI)	165 000	1 067 000
Total Project Investment TPI (TCI+WC)	5 677 000	36 647 000
Incremental operating cost breakdown (%)		
Wood chips	29	31
Old Corrugated Containers (OCC)	27	14
Electricity	15	11
Steam	14	15
Other variable costs for paper production increase	13	09
Variable costs in biorefinery	01	16
Fixed costs	01	04
Incremental revenue breakdown (%)		
Paper	96	72
Biorefinery products	04	28
Profitability		
After-tax IRR (%)	95	28

4.3.5 Comparaison des deux options de procédé

Quelques critères importants pour comparer les deux options de bioraffinage sont présentés dans le Tableau 4.2. LignoBoost est mieux établi comparé au procédé VPP. Dans le procédé VPP, plusieurs étapes du procédé ne sont pas encore établies même à l'échelle pilote ou laboratoire. Toutefois, dans le contexte de l'usine de l'étude de cas, l'implantation de LignoBoost

comme il a été développé pour les usines Kraft présente des risques élevés et des impacts négatifs sur le procédé existant sont à prévoir. L'impact du procédé VPP sur le procédé existant peut être beaucoup moins important. Le procédé VPP a un potentiel plus élevé pour le désengorgement et pour augmenter la production comparé au procédé LignoBoost. VPP peut aussi mener à l'amélioration de la qualité du papier en diminuant le rendement en pâte. Le procédé LignoBoost produit de la lignine à très haute pureté qui pourrait être utilisée à l'usine pour le remplacement du combustible fossile, mais la lignine pourrait aussi être utilisée comme matière première pour la fabrication de produits de haute valeur ajoutée, alors que dans le cas de VPP, deux principaux produits sont fabriqués, l'éthanol et l'acide acétique. Les revenus provenant de la vente des produits VPP représentent environ 28% des revenus totaux, ce qui permet à l'usine de diversifier ses revenus dans une certaine mesure. La lignine produite par le procédé LignoBoost est supposée être utilisée dans l'usine et il n'y a pas de risque de marché alors que les produits VPP sont censés d'être vendus sur le marché et des difficultés peuvent surgir pour commercialiser ces produits avec de tels petits volumes de production. LignoBoost représente moins de coûts d'investissement comparé au procédé VPP et c'est la principale raison pour laquelle le TRI après impôt de l'option LignoBoost est significativement plus élevé que le TRI après impôt de l'option VPP.

LignoBoost et VPP sont des technologies émergentes et l'investissement dans les deux procédés est considéré comme un investissement à risque élevé, donc une valeur de mesure de rentabilité plus élevée est nécessaire comparé aux investissements dans les alternatives traditionnelles de désengorgement.

L'analyse de sensibilité a montré que plusieurs paramètres peuvent affecter fortement la rentabilité des deux projets. La limite inférieure du TRI après impôt des deux options se produit lorsque le coût d'investissement total est augmenté de 100% de sa valeur espérée. Dans ce cas, le TRI après impôt de l'option LignoBoost diminue de 95% à 51%, tandis que le TRI après impôt de l'option VPP diminue de 28% à 14%. L'analyse de sensibilité a montré que la rentabilité de l'option LignoBoost reste plus élevée que celle de l'option VPP quelle que soit la variation des paramètres de sensibilité choisis.

Tableau 4.2: Comparaison entre LignoBoost et VPP

Critères de comparaison	LignoBoost	VPP
<ul style="list-style-type: none"> • Maturité du procédé • Impact négatif sur le procédé existant 	élevé élevé	faible faible
<ul style="list-style-type: none"> • Augmentation maximale de production • Diminution possible du rendement en pâte 	15% /	20% 85% à 79%
<ul style="list-style-type: none"> • Bioproduits 	Lignine	Éthanol, Acide acétique, furfural
<ul style="list-style-type: none"> • Coûts d'investissement • TRI après impôt • Proportion de revenus des bioproduits 	5 677 000 95 % 4%	36 647 000 28% 28%
<ul style="list-style-type: none"> • Limite inférieure du TRI après impôt selon l'analyse de sensibilité 	51 %	14%

4.4 Évaluation des options de bioraffinage quasi autonomes

L'objectif de la deuxième partie de l'étude est de démontrer une méthode de conception au stade préliminaire du processus de conception pour évaluer, comparer et éliminer les options de bioraffinage quasi autonomes non prometteuses. Les paramètres reliés à la qualité et à la disponibilité de la biomasse ont été incorporés dans les modèles de procédé et de coûts afin de voir l'impact de la disponibilité et de la qualité de biomasse sur le choix des procédés quasi autonomes à implanter dans le site de l'usine.

La méthodologie comporte 3 étapes principales : l'évaluation de la biomasse qui consiste à identifier les types de biomasse pertinents pour l'usine et développer les courbes d'approvisionnement en biomasse. L'évaluation technologique pour définir un ensemble de combinaisons produit-procédé et l'évaluation techno-économique qui consiste à évaluer et comparer la rentabilité des options de procédé.

4.4.1 Évaluation de la biomasse

Le Tableau 4.3 indique les valeurs estimées des principaux paramètres du modèle de coût de la biomasse. Les résidus de bois sont la biomasse la plus abondante dans la région de localisation de l'usine. Le bois des résineux est également abondant par rapport aux autres types de biomasse, mais l'usine a un faible accès à la quantité disponible. Le bois dur n'est pas si abondant, mais l'usine peut obtenir une grande quantité de bois disponible. Les résidus agricoles constituent le type de biomasse le moins disponible, mais ils ont le plus faible coût fixe.

Tableau 4.3: Les valeurs estimées des principaux paramètres du modèle de coût de la biomasse

	WR	HW	SW	AR
Coût de la matière et de collecte (\$/t.a.)	42	75	85	25
Coût de chargement/déchargement (\$/t.a.)*	4	4	4	3
Coût fixe total (\$/t.a.)	46	79	89	28
Distribution de biomasse (t.a./Km ² année)**	9,92	2,56	9,02	1,16
Accès à la biomasse disponible (%)***	50%	80%	40%	50%
Coût de transport (\$/t.a. Km)	0,123	0,123	0,134	0,087
Rapport entre la longueur réelle des routes et la distance directe	1,25	1,25	1,25	1,25
<p>* Le coût de chargement/déchargement correspond au salaire du chauffeur de camion (en supposant que le temps de chargement /déchargement d'un camion est de 2 heures).</p> <p>** Correspond à la quantité de biomasse qui peut être collectée d'une manière durable dans un km² chaque année compte tenu de la superficie globale autour de l'emplacement de l'usine existante (la distribution de la biomasse est supposée uniforme).</p> <p>*** Représente la proportion de biomasse que l'usine peut obtenir de la biomasse disponible (elle considère la concurrence par d'autres utilisateurs de la biomasse, la biomasse qui doit être laissée dans les zones de collecte pour des raisons liées à l'environnement, et la biomasse qui ne peut être collectées d'une manière économique).</p>				

La Figure 4-10 montre le coût unitaire des types de biomasse livrée à l'usine. Le coût total varie en fonction de la capacité d'utilisation de la biomasse. Les résidus agricoles ont le plus bas coût unitaire, mais quand la quantité de biomasse excède 500 000 t.a./année, le coût unitaire des

résidus de bois devient inférieur. Les résidus agricoles ont le coût variable le plus élevé. Ceci est dû à leur faible disponibilité et le besoin d'aller loin pour leur collecte. Le bois dur et le bois mou ont le coût unitaire le plus élevé. Ceci est dû à leur coût fixe élevé.

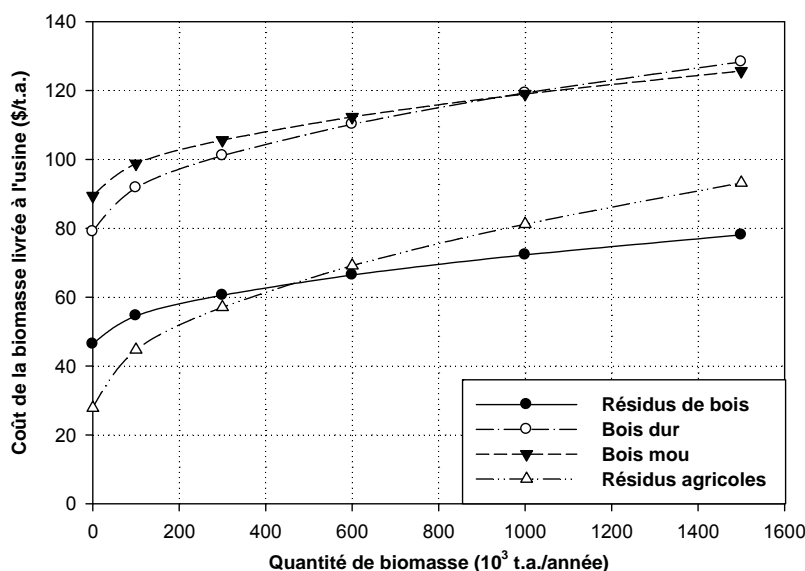


Figure 4-10: Coût unitaire des types de biomasse livrée à l'usine

4.4.2 Évaluation des options en considérant les scénarios de charge d'alimentation unique

La Figure 4-11 (a, b, c) montre les résultats de l'évaluation de la rentabilité des options de procédé biochimique choisies pour les scénarios de charge unique. Le bois dur semble être la matière première appropriée pour toutes les options biochimiques. La rentabilité est plus élevée lorsque le bois dur est utilisé comme matière première. Cela est dû principalement au rendement élevé en éthanol par tonne de bois dur sec. Pour la production d'éthanol à l'aide de la préhydrolyse par acide dilué, la taille appropriée de l'usine est d'environ 800 000 t.a./année de biomasse (capacité de production est d'environ 68 millions gallons d'éthanol) lorsque les résidus agricoles sont utilisés. La taille appropriée de l'usine devient supérieure à 1000 000 t.a./année de biomasse pour les trois autres types de biomasse. Le TRI après impôt varie entre 18 à 24% selon le type de biomasse utilisé.

La production d'éthanol à l'aide du procédé de prétraitement organosolv montre un comportement des courbes de rentabilité semblable à celui trouvé pour l'option de procédé

considérant la préhydrolyse avec acide dilué. Cependant, le TRI après impôt est plus faible et varie entre 12 à 18%. La rentabilité du procédé organosolv est fortement améliorée quand une fraction de lignine est séparée et utilisée pour la production de résine PF. Les augmentations du TRI après impôt est de plus de 10 unités dans de nombreux cas (Figure 4-11 (c)). D'autre part, la capacité de production appropriée devient plus élevée.

Les résultats de l'évaluation des options de procédé thermochimiques pour les scénarios de charge unique sont présentés sur la Figure 4-11 (d et e). La production de liquide FT n'est pas rentable quel que soit le type de biomasse utilisé, alors que, la séparation de cires FT, qui est un produit de haute valeur ajoutée; améliore de manière significative la rentabilité du procédé de production de liquide FT (Figure 4-11 (d)). Contrairement aux options biochimiques, l'utilisation de types de bas grade de biomasse montre une plus grande rentabilité. Le TRI après impôt quand les résidus de bois sont utilisés comme matière première est supérieur à 24% pour les grandes capacités de production. Un comportement similaire a été trouvé pour l'option de pyrolyse ; le procédé n'est pas rentable lorsque le bois dur ou mou est utilisé, mais le procédé devient rentable lorsque les types de bas grade de biomasse (résidus de bois et agricoles) sont utilisés, en particulier pour les grandes capacités.

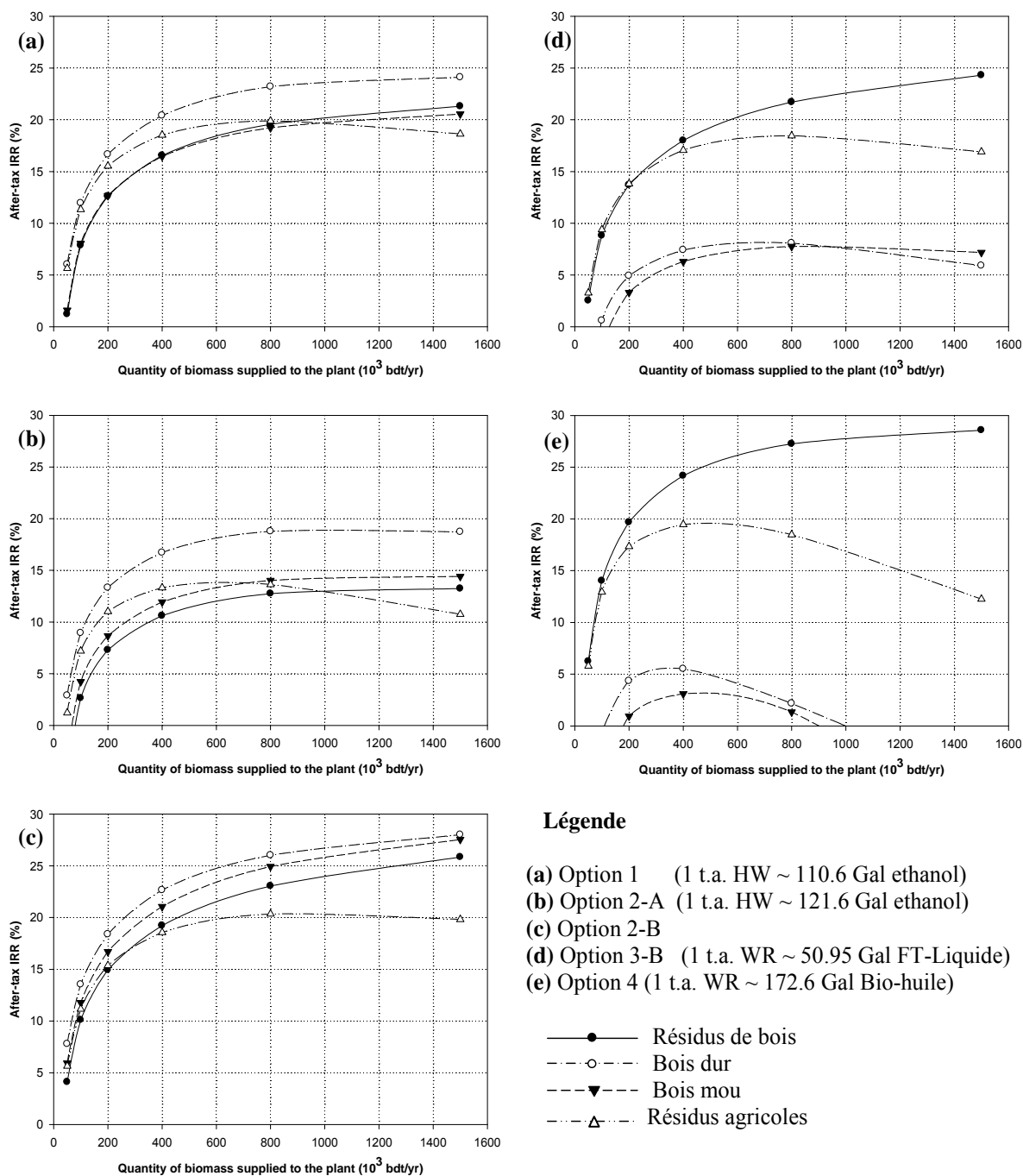


Figure 4-11: Rentabilité en fonction de capacité des options de procédé pour les scénarios de charge d'alimentation unique

4.4.3 Évaluation des options en considérant les scénarios de charge d'alimentation combinée

Les résultats pour les scénarios avec charge d'alimentation combinée sont présentés sur les Figures 4-12 et 4-13. La Figure 4-12 montre des exemples de résultats liés à l'utilisation d'une combinaison de résidus de bois et des résidus agricoles comme matière première. On peut voir sur la Figure 4-12 (a) que la combinaison de ces deux types de biomasse n'améliore pas de manière significative la rentabilité de la coproduction de l'éthanol et de résine PF en utilisant le procédé organosolv. Des résultats similaires ont été trouvés pour les autres options sélectionnées de procédés biochimiques. Ceci est dû principalement à l'augmentation des coûts d'investissement nécessaires à l'installation de deux systèmes de manutention de biomasse. L'utilisation de 100% de bois dur comme matière première semble plus rentable (Figure 4-12).

Pour les options de procédé thermochimiques, l'amélioration de la rentabilité en combinant les deux types de biomasse semble être plus importante. La Figure 4-12 (b) montre que la rentabilité de la production de liquide FT suivie de la séparation des cires FT est améliorée en combinant les résidus de bois et agricoles. La taille appropriée de l'usine a également été affectée et elle est devenue plus élevée. L'augmentation de la rentabilité est due à la diminution des coûts de transport de la biomasse. La Figure 4-12 (b) montre également que les différentes combinaisons des deux types de biomasse mènent à différentes rentabilités. Il est donc important d'identifier la combinaison appropriée de la biomasse pour chaque option de procédé.

Des exemples de résultats pour une combinaison de résidus de bois et de bois dur sont présentés sur la Figure 4-13. Pour cette combinaison de biomasse, on a supposé que le coût fixe de résidus de bois (résidus forestiers) qui est collecté conjointement avec le bois dur est abaissé de 30 \$/t.a.. Cette fraction des résidus forestiers représente environ 54% du bois collecté (un arbre de bois dur contient d'environ 65% de résidus et 35% de bois rond). Bien que les résidus de bois puissent être obtenus avec un faible coût, les résultats montrent que cette combinaison de biomasse n'est pas prometteuse pour les options thermochimiques (Figure 4-13 (b)). L'utilisation de 100% de résidus de bois est plus rentable (Figure 4-11). Des résultats opposés ont été trouvés pour les options biochimiques, la Figure 4-13 (a) montre que la rentabilité de la coproduction d'éthanol et de résine PF en utilisant le procédé organosolv est significativement améliorée en combinant les deux types de biomasse.

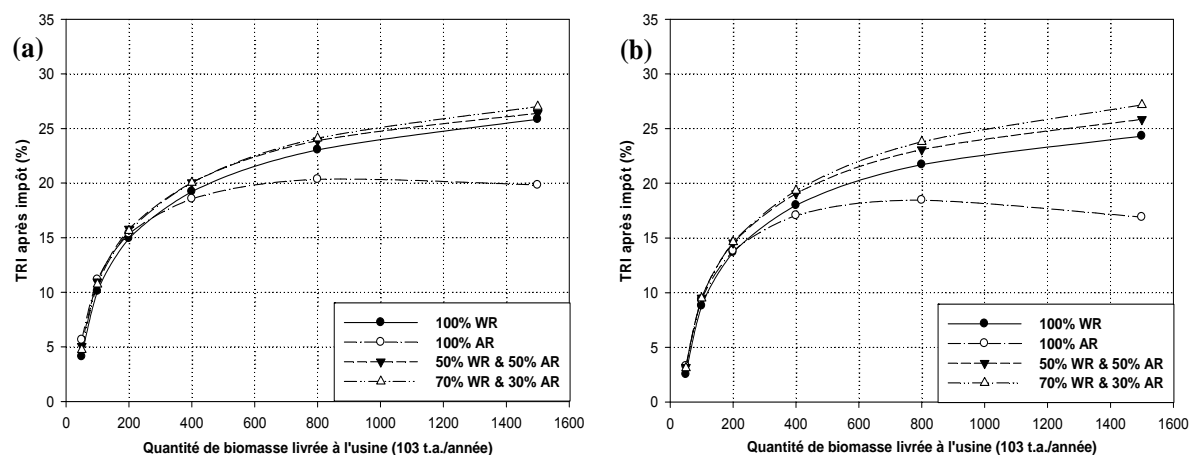


Figure 4-12: Rentabilité des options de procédé ((a) : option 2-B, (b) : option 3-B) considérant le scénario de combinaison entre les résidus de bois et agricoles

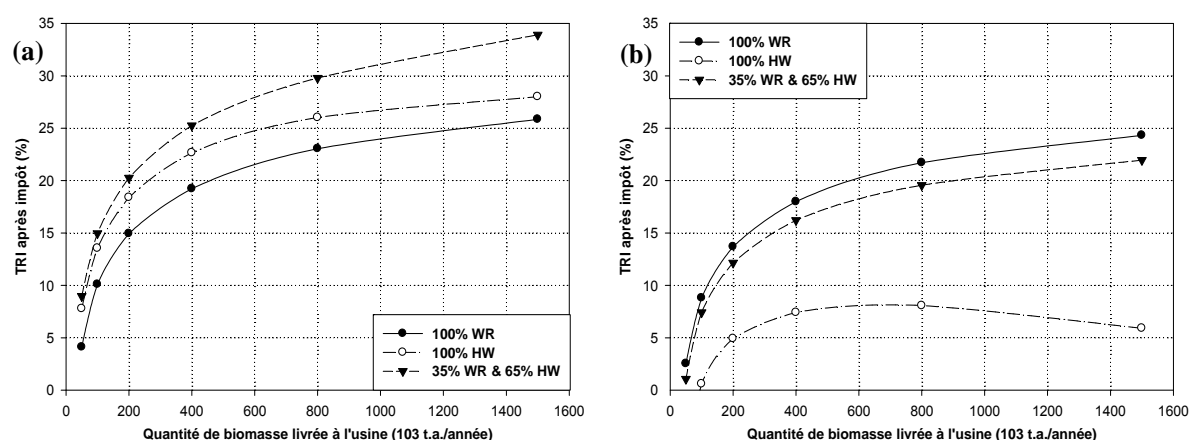


Figure 4-13: Rentabilité des options de procédé ((a) : option 2-B, (b) : option 3-B) considérant le scénario de combinaison entre les résidus de bois et bois dur

4.4.4 Analyse de sensibilité

Des exemples d'analyse de sensibilité pour deux options de bioraffinerie en considérant deux paramètres de sensibilité reliés au coût de la biomasse sont résumés dans le Tableau 4.4. Pour représenter toutes les variations possibles de ces paramètres incertains, des intervalles de variation larges ont été sélectionnés

Tableau 4.4: Exemple d'analyse de sensibilité

Options de procédé	Biomasse	Paramètres de sensibilité	Valeur dans le cas de base	Intervalle de variation
Option 1 (80 MMGPY Éthanol)	HW	• Coût fixe total (\$/t.a.)	79	50 - 110
		• Accès à la biomasse disponible (%)	80	50 - 90
Option 3-B (50 MMGPY FTL)	WR	• Coût fixe total (\$/t.a.)	46	10 - 60
		• Accès à la biomasse disponible (%)	50	40 - 70

La Figure 4-14 montre les résultats de l'analyse de sensibilité. La rentabilité des deux options de procédé choisies est fortement dépendante de la variation du coût total fixe de la biomasse. Toutefois, la rentabilité des deux options de procédé est peu sensible aux variations dans l'accès à la biomasse disponible.

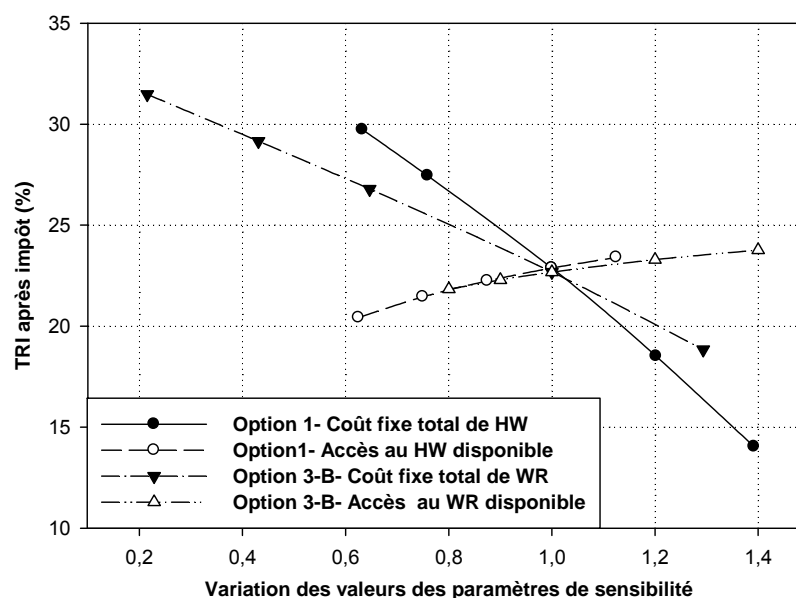


Figure 4-14: Représentation graphique de l'exemple d'analyse de sensibilité

4.5 Comparaison des options de procédé intimement intégrées aux options de procédé quasi autonomes

Le Tableau 4.5 montre une comparaison des 2 options intimement intégrées et 2 autres options quasi autonomes choisies. La comparaison est faite selon des critères prédéfinis.

Les deux options quasi intimement intégrées sont les options considérées dans la première partie de l'étude (la technologie LignoBoost et le procédé VPP). Les deux options quasi autonomes choisies sont :

- Coproduction d'éthanol et de résine PF par le procédé organosolv (option 2-B) en utilisant le bois dur comme matière première: la capacité de procédé est de 800000 t.a./année de bois dur (équivalent à environ 97 millions de gallons d'éthanol/année et 115 000 t/année de résine PF).
- Reformage à la vapeur pour produire le liquide FT suivie de séparation des cires FT (option 3-B) en utilisant les résidus de bois comme matière première: la capacité de procédé est de 800 000 t.a./année de résidus de bois (équivalent à environ 40 millions de gallons de liquide FT/année, la capacité de production des cires est d'environ 50 000 t/année).

Tableau 4.5: Comparaison des options de procédé intimement intégrées aux options de procédé quasi autonomes

Options de procédé	Coût d'investissement total (MM \$)	TRI après impôts (%)	Risque de procédé	Maturité technologiques	Marge bénéficiaire globale avant impôt (MM \$)
Procédé LignoBoost	5,7	95	élevé	élevée	7,7
Procédé VPP	36,6	28	moyen	faible	12,2
(option 2-B)	272	26	faible	faible	81,8
(option 3-B)	260	22	faible	élevée	63,7

En se basant sur les résultants du Tableau 4.5, on voit que les options de procédé intimement intégrées sont caractérisées par un coût d'investissement nettement inférieur à celui des options de procédé quasi autonomes. Mais les options quasi autonomes génèrent des bénéfices largement supérieurs et permettront par ce fait de diversifier les revenus de l'usine. Les bénéfices générés par les options intimement intégrées sont relativement faibles et la grande partie de ces bénéfices provient de la production additionnelle du papier. Par conséquent, les options intimement intégrées ne permettent pas d'avoir un impact significatif sur la diversification des sources de revenus.

Le risque sur le procédé de base est plus significatif pour les options intimement intégrées. Pour l'usine particulière choisie dans l'étude de cas, le risque d'impact sur les opérations du procédé existant est très élevé pour l'option LignoBoost. L'impact négatif sur le procédé de base des options quasi autonomes ne peut être significatif étant donné que ces options ont leur propre ligne de production et n'interfèrent pas directement avec les lignes de mise en pâte.

Concernant le risque technologique qui est relié à la maturité des technologies de bioraffinage et à la complexité de procédé, on peut dire que ce risque est plus élevé pour les options quasi autonomes dont les procédés sont plus complexes et les technologies sont aux phases initiales de développement.

Le choix de l'un des deux catégories de procédé dépend des objectifs de l'usine :

- Une usine désirant améliorer l'efficacité du procédé existant afin d'être compétitive dans son marché traditionnel de vente de papier peut choisir l'une des options intimement intégrées.
- Une usine désirant diversifier ses revenus et changer son modèle d'affaire dans le court terme peut opter pour l'une des options quasi autonomes.
- Une usine désirant opter pour une implantation progressive de la bioraffinerie peut choisir une option intimement intégrée dans le court terme mais en considérant le choix de l'option quasi autonomes pour le long terme.

4.6 Conclusions

Évaluation des options de bioraffinage intimement intégrées

L'implantation des options de bioraffinage intimement intégrées peut être une approche prometteuse pour améliorer les opérations du procédé existant. L'étude de cas a révélé que l'implantation de LignoBoost ou du procédé VPP permet de désengorger le procédé et d'augmenter la production de papier. Le procédé VPP permet une augmentation de 20% et le rendement en pâte peut être diminué de 85% à 79% afin d'améliorer la qualité du papier, alors qu'avec LignoBoost, la production peut être augmentée que de 15% et seulement si le rendement en pâte est maintenu constant.

Bien que le procédé LignoBoost soit mieux établi par rapport au procédé VPP, son implantation comme il a été développé pour les usines Kraft présente plusieurs incertitudes et plusieurs conséquences sur le procédé existant sont à prévoir. Des modifications sont alors nécessaires et la technologie doit être adaptée au contexte des usines de pâte mi-chimique.

En considérant les hypothèses utilisées, les deux options de procédés de bioraffinage sont rentables dans le contexte de désengorgement du procédé existant. Le TRI après impôt de l'option LignoBoost est de 95%, tandis que le TRI après impôt de l'option VPP est de 28%. L'analyse de sensibilité a montré que, le TRI après impôt de l'option LignoBoost reste plus élevé que celui de l'option VPP quelles que soient les changements dans les paramètres de sensibilité sélectionnés.

L'impact négatif sur le procédé existant est déterminant dans le choix de ce type d'options de bioraffinage. L'implantation de LignoBoost peut affecter fortement les opérations du procédé existant. En revanche l'impact négatif de VPP peut être beaucoup plus faible.

Évaluation des options de bioraffinage quasi autonomes

L'étude de cas a montré que divers types de biomasse avec différentes qualités et disponibilités peuvent être utilisés comme matière première pour la bioraffinerie.

Pour le cas particulier de l'usine considéré et sous les hypothèses utilisées, les résultats de l'évaluation montrent que:

- Les résidus de bois représentent le type de biomasse le plus disponible dans la région de localisation de l'usine et ils ont le plus faible coût unitaire si l'utilisation de la biomasse est supérieure à 500 000 t.a. / année.
- Les résidus agricoles sont le type de biomasse le moins disponible et ont le coût variable le plus élevé.
- Pour les scénarios de charge d'alimentation unique, le bois dur est la matière première appropriée pour les options biochimiques sélectionnées. Le TRI après impôt de coproduction d'éthanol et de résine PF en utilisant le procédé organosolv est supérieur à 26% pour les grandes capacités quand le bois dur est utilisé comme matière première.
- Pour les options de procédé thermochimiques choisies, les résidus de bois constituent la matière première appropriée. Ceci est dû à l'habilité des procédés thermochimiques de convertir efficacement les matières premières hétérogènes. Le TRI après impôt du procédé de pyrolyse rapide est supérieur à 28% pour les grandes capacités lorsque les résidus de bois sont utilisés.
- La rentabilité des procédés de production peut être sensiblement améliorée lorsqu'un autre produit est coproduit avec de l'éthanol. Le TRI du procédé organosolv augmente de plus de 10 unités quand la résine PF est coproduite avec l'éthanol.
- La capacité de production appropriée d'un procédé de base est plus élevée lorsqu'un autre produit est fabriqué avec le produit principal. Ces renseignements sont précieux au niveau de la planification stratégique. En effet, une usine devra sélectionner la capacité de production appropriée pour un procédé de bioraffinage en considérant les investissements ultérieurs pour la coproduction d'autres produits.
- Pour les scénarios avec alimentation combinée, les résultats montrent que la combinaison de bois dur et des résidus de bois comme matière première peut améliorer considérablement la rentabilité des options de procédés biochimiques.
- Pour les options de procédé thermochimiques, la combinaison des types de biomasse de basse qualité (résidus de bois et agricoles) est plus rentable.

- L'analyse de sensibilité montre que les variations dans le coût fixe de biomasse et d'accès à la biomasse disponible affectent sensiblement la rentabilité de toutes les options de procédé.

Options intimement intégrées VS options quasi autonomes

- Les options intimement intégrées ont un impact plus élevé sur les opérations du procédé existant comparées aux options quasi autonomes qui n'interfèrent pas directement avec les lignes existante de mise en pâte.
- Le coût d'investissement dans les options de procédé quasi autonomes peut être nettement plus élevé que celui des options intimement intégrées
- Les options quasi autonomes ont plus de potentiel pour diversifier les revenus et ainsi changer le modèle d'affaire de l'usine de pâte et papiers.

Méthodologie de conception au stade préliminaire du processus de conception

- Le risque sur le procédé de base est un facteur critique et peut être utilisé comme critère d'élimination d'options de procédé intimement intégrées non prometteuses.
- L'utilisation de l'analyse de larges blocs s'avère un choix judicieux pour ce stade préliminaire du processus de conception
- L'incorporation des facteurs liés à la disponibilité et à la qualité de biomasse dans les évaluations techno-économiques permet d'éliminer un certain nombre d'options de bioraffinage quasi autonomes qui ne sont pas prometteuses.
- Le choix entre les deux types d'options de procédé (options intimement intégrées et options quasi autonomes) dépend de la stratégie à long terme de l'usine de pâte et papiers.

CHAPITRE 5 DISCUSSION GÉNÉRALE

Cette section a pour objectif d'analyser certains aspects du projet et de l'approche systématique de conception proposée pour évaluer, comparer et éliminer au stade préliminaire du processus de conception de procédé les options de procédé bioraffinage non prometteuses pour une usine de pâte et papiers.

La méthodologie de conception proposée est appliquée sur une étude de cas qui considère une usine existante de pâte et papiers. Cette étude de cas sert comme une preuve du concept mais l'usine choisie constitue un cas particulier et ne peut représenter toutes les spécificités des usines de pâtes et papiers existantes. En effet, les usines de pâtes et papiers peuvent être spécifiques dans le type de procédé de mise en pâte utilisé, les produits fabriqués, le cycle de récupération des inorganiques, le type de combustible utilisé pour la production d'énergie, leur accès aux différents types de biomasse, la localisation de leurs marchés et dans d'autres nombreux aspects. Cette section de l'étude essaie alors d'établir des inférences, d'extrapoler certains résultats de l'étude de cas aux autres cas possibles d'usine de pâtes et papiers et aussi de généraliser certaines conclusions de l'étude de cas.

5.1 Le stade préliminaire du processus de conception de la bioraffinerie

Comme nous l'avons indiqué dans les sections précédentes, la bioraffinerie forestière présente une des opportunités les plus prometteuses pour réduire notre dépendance des ressources fossiles et donne l'avantage de produire une large gamme de produits avec une empreinte environnementale largement atténuée. La bioraffinerie permet de produire de l'énergie et différents types de combustibles liquides, différent types de produits chimiques verts, un grand nombre de polymères et biomatériaux. Le bioraffinage représente aussi une opportunité unique pour les usines de pâtes et papiers afin de diversifier leur revenus et d'améliorer leurs performances économiques et environnementales. Il y a une multitude de technologies proposées pour le prétraitement et le traitement de différents types de biomasse ligneuse et divers produits de commodité ou de spécialité peuvent être produits. De ce fait, le nombre de choix d'options de procédé de bioraffinage qui peut se présenter pour une usine de pâte et papiers va être très important. Afin de réduire le risque de manquer des options prometteuses, tous les choix doivent

être considérés par l'usine pour que toutes les opportunités prometteuses puissent être identifiées. Mais il est clair qu'il n'est pas possible d'évaluer toutes les options de bioraffinage dans des phases de conception détaillée et il n'est pas possible de déterminer les performances économiques et environnementales en utilisant des modèles de procédé et de coûts détaillés. Il est alors impératif d'éliminer les options les moins prometteuses au stade préliminaire du processus de conception, d'où ce projet de maîtrise dont l'objectif est de développer une méthodologie pour identifier et éliminer les options de bioraffinage non prometteuses au stade préliminaire du processus de conception de procédés. Ceci permet par conséquent de gérer la complexité de bioraffinerie.

Dans ce projet, une étude de cas a été utilisée pour démontrer cette méthodologie de conception. Les options de bioraffinage ont été classées en deux catégories : (1) les options intimement intégrées qui représentent les technologies développées spécialement pour être intégrées aux usines de pâtes afin d'améliorer les opérations du procédé existant ou de créer de nouvelles sources de revenus. (2) les options quasi autonomes qui représentent l'ensemble des procédés développés ou en phase d'études pour traiter différents types de biomasse et produire différents types de produits. Ces procédés peuvent être autonomes ou implantés dans le site des usines de pâtes et papiers existantes. L'implantation de ce type de procédés dans les usines existantes de pâtes et papiers permet de tirer profit de l'intégration des systèmes énergétiques des nouveaux procédés avec celui du procédé existant, l'intégration la chaîne logistique et le partage de frais généraux de fabrication.

Pour les procédés intimement intégrés, la méthodologie utilise l'intensité du risque technologique et d'impact négatif sur les opérations du procédé existant comme l'un des critères clé pour l'identification et l'élimination des options de bioraffinage non prometteuses. Alors que pour les options quasi autonomes, les facteurs liés à la disponibilité et à la qualité de la biomasse autour de l'usine sont incorporés dans des études techno-économiques pour identifier les combinaisons produit-procédé les plus prometteuses et leurs capacités de production appropriées. Le choix entre les deux types d'options de procédé dépend de la stratégie et les objectifs à long terme des usines de pâtes et papiers.

Pour pouvoir évaluer un nombre important d'options de procédé au stade préliminaire du processus de conception de procédé, et pour rendre la comparaison entre les différentes options

de procédé cohérente, la méthodologie utilise l'analyse de larges blocs comme méthode de modélisation de procédé et de coûts. Mais, il n'est pas possible tout de même d'évaluer le nombre très considérables options de bioraffinage possibles. Il est alors impératif de procéder à des méthodes traditionnelles d'élimination rapide d'options non prometteuses. Comme exemple des méthodes d'élimination rapide, on peut citer la méthode qui compare la valeur des produits à celle des matières premières. Avec une telle méthode d'élimination rapide, on peut réduire le nombre d'options possible d'une manière très significative en éliminant les procédés dont la valeur des matières premières excède celle des produits. La méthodologie développée dans ce travail peut être appliquée après le processus d'élimination rapide des options qui ne peuvent être rentables en aucun cas.

5.2 Évaluation des procédés intimement intégrés

Même s'il y a plusieurs technologies qui sont proposées pour pré-extraire l'hémicellulose avant la mise en pâte, plusieurs technologies de gazéification de liqueur noire qui ont été développées et plusieurs techniques de séparation de lignine qui sont en développement, le nombre de choix possibles d'options de bioraffinage intimement intégrées est largement inférieur à celui relié aux options de bioraffinage quasi autonomes où le nombre de choix possibles de combinaisons produit-procédé est considérable. Il est alors possible de considérer toutes les options de procédé intimement intégrées possibles à un stade de conception relativement plus avancé.

Les technologies de bioraffinage développées spécialement pour être intégrées aux procédés des usines existantes de pâtes et papiers ont généralement pour objectif d'améliorer les opérations du procédé existant en augmentant par exemple son efficacité énergétique ou en améliorant ses performances environnementales. Mais ces procédés peuvent dans une certaine mesure affecter le modèle d'affaire de l'usine en permettant de produire de nouveaux produits et ainsi diversifier les sources de revenus. Comme ces procédés vont directement et fortement interférer avec les opérations des systèmes de traitement existants, l'intensité d'impact et le risque généré va être alors d'une importance capitale dans le choix de la technologie à implanter. Il n'est possible de considérer une technologie qui peut avoir un impact négative sur les opérations du procédé existant alors que l'objectif initial est justement d'améliorer les activités de l'usine.

L'évaluation et la comparaison des performances économiques de ces technologies ne peuvent se faire seulement si on définit l'objectif de l'implantation de ces technologies à court et à long terme. Dans notre étude de cas, les objectifs sont de désengorger le procédé pour augmenter la production, utiliser la lignine comme combustible pour le cas de LignoBoost et produire de l'éthanol avec l'hémicellulose extrait pour le cas du procédé VPP. Mais il était possible d'évaluer ces technologies en considérant la production d'un bioproduit en utilisant la lignine séparée ou la production d'autres produits verts à partir de l'hémicellulose (ex. le xylitol) pour le VPP. L'objectif ultime de l'implantation des technologies de bioraffinage doivent alors être précisés.

Les capacités de ces technologies sont dictées par des facteurs qui sont liées aux spécificités du procédé existant et du produit fabriqué. Nous avons vu par exemple que la capacité de LignoBoost dans notre étude de cas est liée au taux maximal de précipitation de lignine. Ce taux de précipitation peut être limité par plusieurs facteurs comme par exemple, le changement toléré de viscosité de la liqueur noire. Pour la quantité d'hémicellulose à extraire par le VPP, elle est liée à l'impact sur la qualité du produit final.

L'impact sur le procédé existant, la maturité des technologies, la capacité à répondre aux objectifs à court et à long terme ainsi que les capacités des procédés sont des critères importants à considérer pour comparer les options de bioraffinage intimement intégrées.

Le choix méthodologique qui implique directement le risque technologique pour l'élimination des options non prometteuses semble être judicieux même si l'intensité du risque n'est évaluée que d'une manière quantitative. Une usine de pâte et papiers peut alors évaluer le risque technologique lié à l'impact sur l'opération du procédé existant ou bien liés aux technologies de bioraffinage elles-mêmes pour éliminer un certain nombre de technologies non prometteuses au stade préliminaire du processus de conception de procédé. L'étude de cas a montré à travers l'analyse de risque technologique et d'impacts sur le procédé de base que la technologie LignoBoost ne peut être prometteuse pour l'usine même si le coût d'investissement requis est relativement bas et le taux de rendement interne concernant la technologie est très élevé.

5.3 Évaluation des procédés quasi autonomes

Le nombre de choix d'options de bioraffinage quasi autonomes qui peut se présenter pour une usine de pâte et papiers est très considérable. En effet, il y a plusieurs opportunités reliées aux types de biomasse qui peuvent être utilisés par l'usine, plusieurs produits et plusieurs routes technologiques pour les fabriquer. Il est alors nécessaire d'évaluer toutes ces options et ainsi identifier et éliminer les options non prometteuses au stade préliminaire du processus de conception.

À la différence de la bioraffinerie autonome où le choix du site de production peut se faire en tenant compte de la disponibilité de la biomasse autour du site, le choix d'options de bioraffinerie à implanter dans une usine existante est dicté par la qualité et la disponibilité de la biomasse autour de l'usine. La disponibilité de la biomasse est impliquée dans le choix des produits et de la capacité appropriée de la bioraffinerie alors que la qualité de la biomasse intervient dans le choix des technologies de prétraitement et de traitement.

Les résultats de l'étude de cas ont montré que la rentabilité des procédés produisant des produits de commodité ne peut être intéressante que pour les grandes capacités. Ceci nous mène à conclure que les produits de commodités ne peuvent être intéressants pour les usines dont l'accès à la biomasse est limité. Le choix de produits de spécialités pour ces usines pourrait être plus judicieux.

La qualité de la biomasse est d'une grande importance. L'efficacité de conversion dépend beaucoup de la qualité de la biomasse disponible. Si l'usine a accès à une biomasse de haute qualité, les procédés biochimiques peuvent être les mieux appropriés. Mais si l'usine a accès à une biomasse de piètre qualité, les procédés thermochimiques sont plus recommandés.

Concernant le choix des capacités de procédés, la capacité des procédés produisant les commodités provient du résultat de la compétition entre les économies d'échelle liées aux grandes capacités et les déséconomies liées à l'augmentation du prix de la biomasse suite à l'augmentation de la distance pour sa collecte. Pour les produits de spécialité, la capacité peut être dictée par le volume du marché ou la part du marché que l'usine est en mesure de s'approprier.

Contrairement aux procédés intimement intégrés, l'implantation des procédés quasi autonomes ne va pas avoir des impacts directs sur le procédé existant et le risque technologique ne concerne que la maturité technologique et la complexité des procédés à implanter.

Dans la méthodologie de comparaison, la disponibilité de la biomasse affecte la distance de collecte de la biomasse et donc le coût variable de la biomasse alors que la qualité de la biomasse a un impact sur le rendement théorique en produit mais aussi sur le rendement réalisable du rendement théorique. Le rendement théorique pour les procédés biochimiques par exemple dépend de la quantité des hydrates de carbone contenus dans la biomasse alors que l'efficacité de conversion dépend des technologies de traitement mais aussi de la l'homogénéité de la biomasse. Le choix des combinaisons produit-procédé impliquant directement des facteurs liées à la qualité et à la disponibilité de la biomasse semble alors être judicieux puisque les facteurs liés à la disponibilité et à la qualité de la biomasse sont critiques pour le succès de la bioraffinerie. Les résultats de l'étude de cas ont montré qu'il est possible d'utiliser cette approche méthodologique pour la sélection des combinaisons produit-procédé prometteuses et leurs capacités de production appropriées.

5.4 Implication de la stratégie ultime des usines dans la sélection des options de bioraffinage

La méthodologie de conception pour éliminer les options de bioraffinage non prometteuses au stade préliminaire du processus de conception se repose sur deux étapes essentielles : (1) la comparaison des options intimement intégrées et (2) la comparaison des options quasi autonomes. Mais le choix entre les deux types d'options de procédé peut dépendre des objectifs à long terme des usines de pâtes et papiers.

Une analyse par scénarios a été effectuée pour identifier qu'il est le type de technologies qui peut correspondre à la stratégie à long terme des usines.

La comparaison des deux types de technologies dans l'étude a été effectuée selon 5 critères suivants :

- Le coût d'investissement
- Le TRI après impôt

- Le risque technologique
- La maturité des technologies
- La marge bénéficiaire globale avant impôt

Comparés aux procédés intimement intégrés, les procédés quasi autonomes exigent des investissements plus importants mais ces procédés ont beaucoup plus de potentiel pour transformer le modèle d'affaire de l'usine en raison de leur capacité à produire de nouveaux produits avec des quantités suffisantes pour diversifier effectivement les revenus de l'usine. L'impact sur les opérations du procédé existant est plus important pour les options de procédé intimement intégrées. Pour ce qui est du risque lié aux procédés de bioraffinage eux-mêmes, il dépend de la maturité des technologies et de la complexité du procédé.

Les 3 scénarios de stratégies à long terme des usines de pâtes et papiers jugés possibles sont : (1) l'amélioration de sa compétitivité dans son activité actuelle, (2) la transformation rapide en bioraffinerie et (3) la transformation progressive en bioraffinerie.

Pour la première stratégie, une option intimement intégrée est recommandée. Pour la deuxième stratégie, l'usine devrait opter pour une option quasi autonome. Pour la troisième stratégie, l'usine peut choisir une option intimement intégrée au départ tout en considérant le choix ultérieur d'une option de bioraffinage quasi autonome.

CONCLUSION

5.5 Conclusions

La bioraffinerie se distingue des autres industries chimiques par sa complexité qui est due à l'existence d'une variété de types de biomasse qui peuvent être utilisés comme matière première, différentes technologies de prétraitement et de traitement et un grand nombre de bioproduits potentiels. Une usine de pâte et papiers désirant implanter la bioraffinerie va faire face alors à un nombre très important de choix possibles d'options de procédé de bioraffinage. Mais ce choix est critique puisque seulement un certain nombre d'options de bioraffinage peuvent assurer à l'usine le succès de sa transformation en bioraffinerie intégrée.

Ce projet a permis de développer une méthodologie systématique de conception pour l'identification et l'élimination des options de procédé non prometteuses au stade préliminaire du processus de conception de procédé :

- L'analyse de larges blocs s'avère une technique de modélisation de procédé et de coûts appropriée pour le stade préliminaire du processus de conception de la bioraffinerie. La technique a permis de modéliser un nombre important d'options de procédé tout en utilisant le même niveau de détails. Ceci a rendu la comparaison entre les différentes options de procédé cohérente.
- L'évaluation systématique des risques d'intégration et d'impact négatifs sur les opérations du procédé existant a permis d'éliminer un certain nombre de procédés intimement intégrés.

Nous avons vu que le TRI après impôt de l'option LignoBoost (95%) est largement supérieur de celui de procédé VPP (28%), mais le procédé VPP a été préféré. Ceci est dû aux impacts négatifs possibles sur les opérations du procédé de base que peut engendrer l'implantation de la technologie LignoBoost.

- La considération des facteurs liés à la disponibilité et à la qualité de la biomasse a permis d'identifier les options quasi autonomes prometteuses avec leurs capacités de production appropriées.

L'évaluation de la biomasse disponible autour de l'usine a permis d'identifier plusieurs types de biomasse pertinents pour l'usine. Ces types de biomasse se distinguent par de différentes disponibilités et qualités.

Pour les scénarios de charge d'alimentation unique, on a trouvé que le bois dur est la matière première appropriée pour les options biochimiques sélectionnées. Le TRI après impôt de coproduction d'éthanol et de résine PF en utilisant le procédé organosolv est supérieur à 26% pour les grandes capacités quand le bois dur est utilisé comme matière première.

Pour les options de procédé thermochimiques choisies, les résidus de bois constituent la matière première appropriée. Ceci est dû à l'habileté des procédés thermochimiques de convertir efficacement les matières premières hétérogènes. Le TRI après impôt du procédé de pyrolyse rapide est supérieur à 28% pour les grandes capacités lorsque les résidus de bois sont utilisés.

- La stratégie ultime de la compagnie forestière peut définir la stratégie d'implantation des technologies et le choix entre les options de bioraffinage intimement intégrées et quasi autonomes.

Une usine désirant améliorer l'efficacité du procédé existant afin d'être compétitive dans son marché traditionnel de vente de papier peut choisir l'une des options intimement intégrées.

Une usine désirant diversifier ses revenus et changer son modèle d'affaire dans le court terme peut opter pour l'une des options quasi autonomes.

Une usine désirant opter pour une implantation progressive de la bioraffinerie peut choisir une option intimement intégrée dans le court terme mais en considérant le choix de l'option quasi autonomes pour le long terme.

Finalement, il convient de préciser que les résultats de l'étude de cas sont valables que pour l'usine hôte du projet tout en tenant compte des hypothèses considérées pour les différents calculs. La prudence doit être de mise lors de l'interprétation ou de la généralisation de certains résultats pour d'autres usines surtout que l'usine choisie est très spécifique particulièrement pour

ce qui concerne son procédé de mise en pâte et son cycle de récupération des matières inorganiques.

5.6 Futurs travaux

- L'utilisation des méthodes systématiques de modélisation de procédé au lieu des méthodes basées sur l'analyse d'options de procédés prédéfinies (ex. méthode basée sur le développement d'une superstructure et sur la programmation mathématique) pour comparer systématiquement toutes les options possibles : Nous avons vu par exemple qu'il n'est pas possible d'évaluer toutes les combinaisons possibles de biomasse dans les scénarios avec charge d'alimentation combinée, mais l'utilisation de méthodes basées sur le développement d'une superstructure représentant toutes les options possibles et l'utilisation de programmation mathématique pourrait amener à définir la combinaison de biomasse appropriée. L'utilisation d'une superstructure permettrait d'évaluer toutes les combinaisons possibles entre les technologies de prétraitement et de traitement. Il serait possible par ce fait d'analyser toutes les routes technologiques menant d'un type de biomasse défini à un produit choisi.
- L'utilisation des méthodes basées sur le développement de scénarios ou les méthodes stochastiques pour la formulation des incertitudes et l'évaluation des risques : nous avons vu que plusieurs paramètres des modèles de procédé et de coûts renferment des incertitudes. Dans cette étude, des analyses de sensibilité ont été effectuées, mais une analyse basée sur le développement de scénarios ou sur des méthodes stochastiques pourrait fournir de meilleures informations puisque ces méthodes prennent en considération la variation de plusieurs paramètres en même temps.
- Le nombre d'options de procédé pourrait être élargi pour représenter les différents types de produits (autres produits de commodité et produits de spécialité). Ceci permettrait de mieux voir les impacts de la disponibilité et de la qualité de la biomasse sur le choix d'options de procédé.
- Pour les options intimement intégrées (procédés LignoBoost et VPP), il est possible de les évaluer en considérant des produits de haute valeur ajoutée produits à partir de la lignine

ou d'hémicellulose. Ceci permettrait de voir le potentiel des options intimement intégrées pour transformer le modèle d'affaire de l'usine à long terme.

- Le contexte de l'étude pourrait être élargi à d'autres types de procédé de mise en pâte ou d'autres localisations de sites d'usines. En effet, l'usine choisie pour l'étude est très spécifique ce qui pose un problème lors de la généralisation de certains résultats. L'application de la méthodologie développée sur une autre usine permettrait d'avoir des résultats qui pourraient être généralisés plus facilement.

BIBLIOGRAPHIE

1. Amidon, T.E., et al., *Biorefinery: Conversion of Woody Biomass to Chemicals, Energy and Materials*. Journal of Biobased Materials and Bioenergy, 2008. **2**(2): p. 100 -120.
2. Frederick, W.J., et al., *Co-production of ethanol and cellulose fiber from Southern Pine: A technical and economic assessment*. Biomass and bioenergy, 2008. **32**(12): p. 1293 - 1302.
3. Mao, H., et al., *Technical economic evaluation of a hardwood biorefinery using the "near-neutral" hemicellulose pre-extraction process*. Journal of Biobased Materials and Bioenergy, 2008. **2**(2): p. 177-185.
4. Al-Dajani, W.W. and U. Tschirner. *Alkaline Extraction of Hemicelluloses from Aspen Chips and its Impact on Subsequent Kraft Pulping*. in *Engineering, Pulping and Environmental Conference 2007*. 2007. Jacksonville, FL: TAPPI Press.
5. Axegård, P., *The future pulp mill – a biorefinery?*: Presentation at the 1st International Biorefinery Workshop, July 20-21, 2005, Washington, D.C.
6. Phillips, R.B., H. Jameel, and E.C. Clark Jr. *Repurposing a Kraft Pulp and Paper Mill to the Production of Ethanol*. in *92nd Annual meeting of the Pulp and paper Technical Association of Canada*. 2010. Montreal, Canada.
7. Hytönen, E. and P.R. Stuart, *Integrating bioethanol production into a Kraft pulp mill – Technology assessment*. Pulp & Paper Canada, 2009.
8. Axegård, P., et al., *Biorefinery processes*. 2007, Biorefinery Taskforce.
9. *NREL: Biomass Research - What is a biorefinery ?* ; Available from: <http://www.nrel.gov/biomass/biorefinery.html>.
10. Thorp, B.A., B.A. ThorpIV, and L.D. Murdock-Thorp, *A Compelling Case for Integrated Biorefineries (Part II)*. 2008.
11. Chambost, V. and P.R. Stuart, *Selecting the most appropriate products for the forest biorefinery*. Industrial biotechnology, 2007. **3**.
12. Eggeman, T. and R.T. Elander, *Process and economic analysis of pretreatment technologies*. Bioresource Technology, 2005. **96**(18 SPEC. ISS.): p. 2019-2025.
13. Wyman, C.E., et al., *Comparative sugar recovery and fermentation data following pretreatment of poplar wood by leading technologies*. Biotechnology Progress, 2009. **25**(2): p. 333-339.
14. Mabee, W.E. and J.N. Saddler, *The potential of bioconversion to produce fuels and chemicals*. Pulp & Paper Canada, 2006. **6**: p. 34 -37.
15. Bacovsky, D., M. Dallos, and M. Wörgetter, *Status of 2nd Generation Biofuels Demonstration Facilities in June 2010*. 2010, IEA Bioenergy.
16. Thorp, B., *Biorefinery offers industry leaders business model for major change*. Pulp & Paper, 2005. **79**(11): p. 35-39.

17. Stuart, P., *The forest biorefinery: Survival strategy for Canada's pulp and paper sector?* Pulp and Paper Canada, 2006. **107**(6): p. 13-16.
18. Van Heiningen, A., *Converting a kraft pulp mill into an integrated forest biorefinery.* Pulp and Paper Canada, 2006. **107**(6): p. 38-43.
19. Wising, U. and P. Stuart, *Identifying the Canadian forest biorefinery.* Pulp and Paper Canada, 2006. **107**(6): p. 25-30.
20. Olsson, M.R., E. Axelsson, and T. Berntsson, *Exporting lignin or power from heat-integrated kraft pulp mills: A techno-economic comparison using model mills.* Nordic Pulp and Paper Research Journal, 2006. **21**(4): p. 476-484.
21. Laaksometsa, C., et al., *Energy savings combined with lignin extraction for production increase: case study at a eucalyptus mill in Portugal.* Clean Techn Environ Policy, 2009. **11**(1): p. 77-82.
22. Chambost, V., J. McNutt, and P.R. Stuart, *Guided Tour: Implementing the forest biorefinery at an existing pulp and paper mill.* Pulp & Paper Canada, 2008. **109**(7/8): p. 19-27.
23. Douglas and J. Merrill, *Conceptual design of chemical processes.* 1988: Boston, Mass. : McGraw-Hill
24. Peters, M.S., K.D. Timmerhaus, and R.E. West, *Plant design and economics for chemical engineers.* 5th ed. ed. 2003, Boston: MacGraw-Hill.
25. Pinggen, J., *A vision of future needs and capabilities in Process Modelling, Simulation & Control.* ESAPE-11 Proceedings. 2001: Elsevier.
26. Dimian, A.C., *Integrated design and simulation of chemical processes.* 2003.
27. Christensen, P., et al., *Recommended Practice for Cost Estimate Classification - As Applied in Engineering, Procurement, and Construction for the Process Industries.* 1997, AACE International.
28. Dysert, L.R., *Sharpen Your Cost Estimating Skills.* Cost Engineering, 2003. **45**(6): p. 22-30.
29. Frederick, W.J., et al., *Production of ethanol from carbohydrates from loblolly pine: A technical and economic assessment.* Bioresource Technology, 2008.
30. Wising, U., et al., *Consequences of lignin precipitation in the pulp and paper industry.* Tappi Journal, 2006. **5**(1): p. 3-8.
31. Schoemaker, P.J.H., *Scenario Planning: A Tool for Strategic Thinking.* 1995.
32. Axelsson, E., S. Harvey, and T. Berntsson, *A tool for creating energy market scenarios for evaluation of investments in energy intensive industry.* Energy, 2008.
33. Wooley, R., et al., *Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis Current and Futuristic Scenarios.* 1999.
34. Perlack, R.D., *Biomass as Feedstock for a Bioenergy and Bioproducts Industry: The Technical Feasability of a Billion-Ton Annual Supply.* 2005, ORNL.

35. Evans, R.J. and d.M. McCormick, *River valley biomass refinery market study*. 2006.
36. Nguyen, M.H. and R.G.H. Prince. *A simple rule for bioenergy conversion plant size optimisation: Bioethanol from sugar cane and sweet sorghum*. 1996. Sapanca, Turkey: Pergamon Press Inc.
37. Jack, M.W., *Scaling laws and technology development strategies for biorefineries and bioenergy plants*. Bioresource Technology, 2009. **109**(06).
38. Wright, M. and R.C. Brown, *Establishing the optimal sizes of different kinds of biorefineries*. Biofuels, Bioproducts and Biorefining, 2007. **1**(3): p. 191-200.
39. Ringer, M., V. Putsche, and J. Scahill, *Large-Scale Pyrolysis Oil Production: A Technology Assessment and Economic Analysis*. 2006, National Renewable Energy Laboratory (NREL), Golden, CO.
40. Phillips, S., et al., *Thermochemical Ethanol via Indirect Gasification and Mixed Alcohol Synthesis of Lignocellulosic Biomass*. 2007, National Renewable Energy Laboratory (NREL), Golden, CO.
41. Aden, A., et al., *Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover*. 2002, National Renewable Energy Lab., Golden, CO. (US).
42. Mao, H., *Technical evaluation of a hardwood biorefinery using the "near-neutral" hemicellulose extraction process*. 2007, University of Maine: Maine.
43. Landoucci, R., B. Goodman, and C. Wyman, *Methodology for evaluating the economics of biologically producing chemicals and materials from alternative feedstocks*. Applied biochemistry and biotechnology, 1994. **45/46**: p. 677-696.
44. Sammons, N., et al., *Optimal biorefinery product allocation by combining process and economic modeling*. Chemical engineering research & design, 2008. **86**: p. 800 -808.
45. Berry, J., et al., *Utility-Integrated Biorefineries and Capacity Planning*. 2008.
46. Svensson, E., et al., *An optimization methodology for identifying robust process integration investments under uncertainty*. Energy Policy, 2009. **37**: p. 680–685.
47. Thorp, B.A. *Key Metric Comparison of Five Cellulosic Biofuel Pathways in 2009 AIChE Annual Meeting, 09AIChE, November 8, 2009 - November 13, 2009*. 2009. Nashville, TN, United states: American Institute of Chemical Engineers.
48. Cohen, J., et al., *Critical analysis of emerging forest biorefinery (FBR) technologies for ethanol production*. Pulp & Paper Canada, 2010.
49. Meyer, M. and J. Utterback, *The product family and the dynamics of core capability*. Sloan Management Review., 1993: p. 29-47.
50. Sawhney, M.S., *Leveraged high-variety strategies: From portfolio thinking to platform thinking*. Journal of the Academy of Marketing Science, 1998. **26**: p. 54-61.
51. Robertson, D. and K. Ulrich, *Planning product platforms*. Sloan Management Review., 1998. **39**(4): p. 19-31.

52. Jiao, J., T.W. Simpson, and Z. Siddique, *Product family design and platform-based product development: a state-of-the-art review*. J Intell Manuf, 2007. **18**: p. 5-29.
53. Meyer, M., *The power of product platform – building value and cost leadship*, A.P. Lehnerd, Editor. 1997: New York: Free Press.
54. Kusiak, A., *Integrated product and process design: A modularity perspective*. Journal of Engineering Design, 2002. **13**(3): p. 223–231.
55. Simpson, T.W. and B. D'Souza, *Assessing variable levels of platform commonality within a product family using a multiobjective genetic algorithm*. Concurrent Engineering: Research and Applications, 2004. **12**(2): p. 119–130.
56. Ulrich, K., *The role of product architecture in the manufacturing firm*. Research Policy, 1995. **24**(3): p. 419–440.
57. Werpy, T.A., J.E. Holladay, and J. J.F. White, *Top Value Added Chemicals From Biomass: I. Results of Screening for Potential Candidates from Sugars and Synthesis Gas*. 2004, Pacific Northwest National Laboratory (PNNL), Richland, WA (US).
58. Holladay, J.E., et al., *Top Value-Added Chemicals from Biomass - Volume II - Results of Screening for Potential Candidates from Biorefinery Lignin*. 2007, Pacific Northwest National Laboratory (PNNL), Richland, WA (US).
59. Chambost, V., R. Eamer, and P.R. Stuart, *Systematic methodology for identifying promising forest biorefinery products*. Pulp & Paper Canada, 2006. **108**(6): p. 30-35.
60. Copeland, G.G. and J.E. hanway, *Fluidized bed oxidation of waste liquors resulting from the digestion of cellulosic materials for paper making*, U.S.P. Office, Editor. 1967: U.S.
61. Moosavifar, A., P. Sedin, and H. Theliander, *Viscosity and boiling point elevation of black liquor: Consequences when lignin is extracted from the black liquor*. Nordic Pulp and Paper Research Journal, 2006. **21**(2): p. 180-187.
62. *Biomass Inventory Mapping and Analysis Tool*. Available from: <http://atlas.agr.gc.ca/agmaf/>.
63. *Québec's Forest Resources and Industry- A statistical report 2009 edition*. Available from: <http://www.mrnf.gouv.qc.ca/english/publications/forest/publications/statistics/>.
64. Arthur D. Little, I., *Aggressive Growth in the Use of Bio-derived Energy and Products in the United States by 2010*. 2001.
65. Kootstra, A.M.J., et al., *Comparison of dilute mineral and organic acid pretreatment for enzymatic hydrolysis of wheat straw*. Biochemical Engineering Journal, 2009. **46**(2): p. 126-131.
66. Pan, X., et al., *Biorefining of softwoods using ethanol organosolv pulping: Preliminary evaluation of process streams for manufacture of fuel-grade ethanol and co-products*. Biotechnology and Bioengineering, 2005. **90**(4): p. 473-481.
67. Jonsson, A.-S. and O. Wallberg, *Cost estimates of kraft lignin recovery by ultrafiltration*. Desalination, 2009. **237**(1-3): p. 254-267.

68. Tijmensen, M.J.A., et al., *Exploration of the possibilities for production of Fischer Tropsch liquids and power via biomass gasification*. Biomass and Bioenergy, 2002. **23**(2): p. 129-152.
69. Sundin, J. and N. Hartler, *Precipitation of kraft lignin by metal cations in alkaline solutions*. Nordic Pulp and Paper Research Journal 2000. **15**(4): p. 306 - 312.
70. Ohman, F. and H. Theliander, *Washing lignin precipitated from kraft black liquor*. Paperi ja Puu/Paper and Timber, 2006. **88**(5): p. 287-292.
71. Testova, L., *Hemicelluloses extraction from birch wood prior to Kraft cooking: extraction optimisation and pulp properties investigation*. 2006, Luleå University of Technology: Luleå.
72. Goyal, G.C., et al. *Biorefinery – An overview*. in *3rd International Colloquium on Eucalyptus pulp (ICEP)*. 2007. Belo Horizonte, Brazil.
73. Mitchell, J., *Production of ethanol from hardwood*. 2006, University of Maine: Maine.

ANNEXES

**ANNEXE 1 – Article1 - Partie I: Biorefinery implementation for recovery
debottlenecking at existing pulp mills – Part I: Potential for debottlenecking**

(Article soumis à Tappi Journal)

BIOREFINERY IMPLEMENTATION FOR RECOVERY DEBOTTLENECKING AT EXISTING PULP MILLS– PART I: POTENTIAL FOR DEBOTTLENECKING

Hakim Ghezzaz¹, Luc Pelletier² and Paul Stuart¹

¹ NSERC Environmental Design Engineering Chair

École Polytechnique de Montréal, Canada

² Norampac, A Division of Cascades Inc.

Abstract

Depending on the process strategy employed, implementation of the biorefinery into an existing pulp and paper mill can often help with process debottlenecking, and enable increased pulp and paper production capacity. Many biorefinery process options offer also the opportunity for bioproducts manufacturing and/or fossil fuel replacement. In this paper, the implementation of two biorefinery processes is examined from the perspective of process debottlenecking at a sodium carbonate-based semi-chemical pulp and paper mill: (a) lignin precipitation from black liquor by acidification with CO₂, and (b) the near-neutral hemicellulose pre-extraction process (VPP process). The recovery cycle, which includes a Copeland fluidized bed reactor, is the main pulp production bottleneck. As well, pulp quality improvements are also possible, which would be achieved by lowering pulp yield.

In Part I of this paper, biorefinery implementation uncertainties were identified and the potential for recovery debottlenecking and maximum paper production attainable were evaluated. In Part II, the economic evaluation and comparison of the selected biorefinery process options in the context of process debottlenecking are presented. The results show that for the case study mill, the VPP process gives opportunity for higher paper production increase and paper quality improvement. It allows for production increase of about 20% as well as lowering the pulp yield from 85% to 79%. With Lignin precipitation; it was found that 15% paper production increase could be possible if the pulp yield is kept constant.

Application: This work addresses the feasibility of implementing emerging biorefinery technologies in existing pulp mills for recovery debottlenecking and paper production increase.

Introduction

Lignin removal from black liquor and the use of this lignin as a biofuel or as a feedstock for bioproducts manufacturing has been considered as a promising approach for exploiting the energy surplus of modern Kraft pulp mills [1, 2]. Lignin removal from black liquor has also been widely considered as a way for increasing pulp production when the recovery boiler constitutes the major bottleneck. Davy et al. [3] compared the economics of many case studies considering Kraft recovery system debottlenecking and using two processes for lignin separation: black liquor acidification with waste acid or with CO₂, and electrolysis of weak black liquor followed by lignin precipitation using spent acid or purchased sulfuric acid. For the two processes, the calculated payback period was found to be between two and five years. Axelsson et al. [4] compared two process options for production capacity increase in Kraft pulp mills: lignin

separation combined with reduced steam demand, and conventional recovery boiler upgrade. The study was performed using generic process models representing typical Scandinavian Kraft pulp mills. Some of the conclusions of the study were that lignin separation has relatively low investment costs compared to recovery boiler upgrading, but that lignin separation has higher operating costs because of the CO₂ needed for black liquor acidification. The profitability of the two process options was found to be sensitive to lignin and electricity prices. A similar study comparing approaches for pulp production capacity increase was performed by Laaksometsa et al. [5] but instead of using generic process models, the authors evaluated a real mill. The study compares the LignoBoost lignin separation process combined with steam savings, with the installation of a new recovery boiler. The authors found that steam savings combined with LignoBoost is more profitable unless electricity price is very high.

Value Prior to Pulping (VPP) is a promising way for converting pulp mills into biorefineries. Extensive research has been performed for bioethanol production through various VPP process. Several hemicellulose extraction techniques have been considered. Al-Dajani et al. [6] performed hemicellulose extraction from aspen wood chips using a mild alkaline pretreatment. According to the authors, 40 to 50 kg of hemicellulose per metric ton of chips can be extracted using sodium hydroxide. Under the mild alkaline conditions, the authors found that extraction can be performed without decreasing the pulp yield and without strongly affecting the pulp properties. Frederick et al. [7] considered the extraction under acidic conditions. Prehydrolysis using dilute sulfuric acid was selected as the means for hemicellulose extraction. This technique provides good hemicellulose extraction, but cellulose losses are substantially higher during the pulping of the wood chips. Amidon et al. [8] considered hot water extraction. The total mass removal from the woody biomass increases with increasing temperature and extraction time. With hot water extraction, 23% of dry wood can be extracted at 160°C during 2 hours. Mao et al. [9] carried out hemicellulose extraction using near-neutral conditions. The process uses green liquor as extraction liquor. The pulp yield and the pulp properties remain unchanged if around 10% of dry wood is pre-extracted.

The published techno-economic studies evaluating ethanol production through the VPP process showed that the profitability of the process is negatively affected by several factors such as the decrease of pulping yield and the increase of the wood quantity needed to produce the same quantity of pulp, the small scale of ethanol production from the extracted wood mass, and the high investment costs in the extraction step because of the large size equipment needed for the pretreatment of whole wood chips prior to pulping.

Similar to the Lignin precipitation, the recovery cycle is off-loaded after VPP implementation which allows mills to increase their pulp production if the recovery cycle is the bottleneck [9]. The VPP process can also help with increasing the capacities of the digester to a certain extent, since the pre-extracted wood chips can be cooked to a targeted Kappa number using lower H-factor [10].

The objective of this study is to assess the possibility of using lignin precipitation from black liquor and hemicellulose extraction prior to pulping (VPP process) for process debottlenecking and production increase in the case of a semi-chemical pulping mill.

Case study mill description

The case study mill is a sodium carbonate-based semi-chemical pulp and paper mill producing 600 o.d.t/day of paper. A simplified block flow diagram of the process is shown in Figure 1. The paper is produced from 65% virgin semi-chemical pulp and 35% recycled fibre.

The pulping line produces high-yield pulp (pulp yield ~85%) from hardwood. The black liquor recovery cycle consists mainly of a multiple-effect evaporator train, a direct contact evaporator and a fluidized bed reactor recovery boiler. Steam used in the mill is produced by auxiliary boilers using fuel oil or wood residues (~20% is produced by fuel oil boilers and ~80% by wood residues boilers). All the electricity used in the mill is purchased from the local power grid. The mill includes several process sections with significant overcapacities including virgin and recycled fibre production, black liquor evaporation, clean water production, boiler feed water deaeration, steam production and waste water treatment.

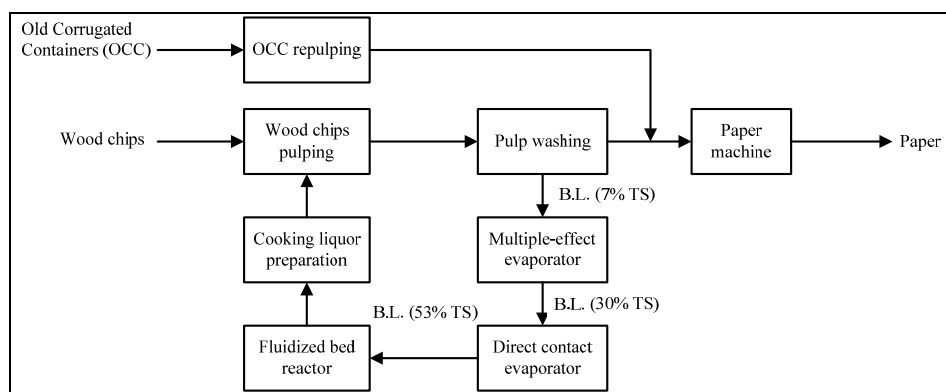


Figure 1: Simplified process diagram of the case study mill

The short term objectives of the mill resulting from biorefinery implementation are: (1) to increase the paper production by increasing the production of pulp and keeping constant the fraction of the recycled fibre in the final product, and (2) to improve the quality of pulp by lowering pulp yield. The main constraint for these objectives at the present is the bottleneck in the Copeland fluidized bed reactor.

Description of Copeland system

The Copeland system consists of a fluidized bed reactor (Copeland reactor) and direct contact evaporator. The principle of operation of the Copeland reactor is to feed concentrated black liquor into a fluidized bed boiler, evaporate water contained in the liquor, burn the organics and recover the inorganic materials. Air is introduced at the bottom of the reactor to supply the appropriate amount of oxygen needed for combustion, and to serve as a fluidizing medium. The fluidized bed temperature must be maintained above the temperature of combustion, but below the eutectic temperature of the mixture of the inorganic salts. For autogenous combustion, black liquor must be concentrated to an appropriate concentration and sufficient supply of organics must be maintained. The combustion must provide: (1) the heat required to evaporate the water content of black liquor, (2) the sensible heat needed to raise the temperature of all components to the combustion reaction temperature, and (3) energy to compensate for heat losses from the reactor. The combustion gases are used in the direct contact evaporator to concentrate the black liquor leaving the multiple-effect evaporator.

According to Copeland [11], the physical conditions of the concentrated black liquor when it is introduced into the reactor are critical and affect strongly the reactor operations, and may impact agglomeration of the inorganic chemicals in the bed and the degree of thermal

efficiency attainable. A portion of black liquor must be introduced as a finely atomized spray, while the remainder as a coarsely atomized spray. The finely atomized black liquor allows the rapid evaporation of water because of the large surface-to-mass ratio of droplets. This rapid vaporization of water promotes efficient extraction of the sensible heat of the fluidizing gases rising through the freeboard space, and thus serves to lower the temperature and prevent premature oxidation of the organic materials in the freeboard space of the reactor. The coarsely atomized spray provides an efficient scrubbing action which reduces the dust loading in the flue gases. The deposition of this coarsely atomized spray on the inorganic material of the fluidized bed results in agglomeration and growth of the solid particles.

Two factors limit the quantity of black liquor that can be treated in the reactor: (1) the combustion air flow and (2) the heat load limit of the reactor. An excess of heat in the reactor can lead to the rise of the fluidized bed temperature and the melting of the bed. On the other hand, the quantity of oxygen which can be supplied to the reactor is limited by the fluidization requirements. The increase of the combustion air flow increases its linear velocity which can lead to the loss of the fluidized bed. The reactor heat load and the required combustion air increase by the increase of the quantity of organics fed to the reactor.

Organics load to the Copeland reactor

An overall mass balance on the pulping line has been used to estimate the increase of organics fed to the reactor. Figure 2 shows the variation in flow rate of dissolved organics in black liquor as a function of paper production for different pulp yields. The curves show that an increase in organics fed to the reactor when the pulp yield is lowered by 1% (e.g. from 85% to 84%) is equivalent to an increase in organic load when production is increased by 8% (e.g. from 600 o.d.t/day to 648 o.d.t/day).

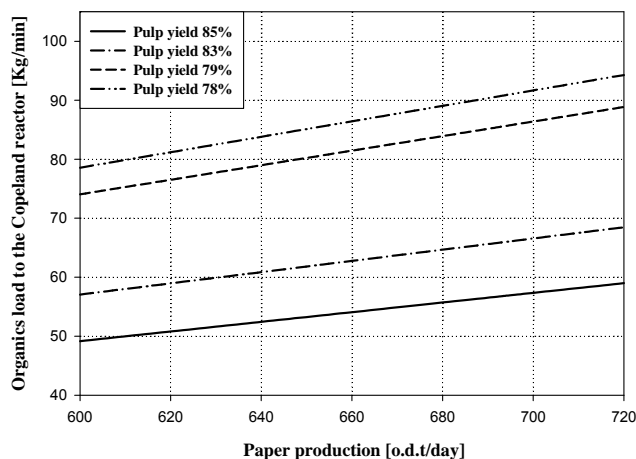


Figure 1: Organics load to the Copeland reactor as a function of paper production for different pulp yields

Excess heat load of the Copeland reactor

At the present, the Copeland reactor is fully loaded with the current production rate and pulp yield. The heat load of the reactor has been evaluated as the heat provided due to the combustion of liquor currently fed to the reactor. Keeping the heat load constant allows

controlling temperature profile inside the reactor, maintaining the flow of the combustion air and therefore preserving good fluidization conditions.

The two selected biorefinery process options enabling the reduction of the organics fed to the reactor are: (1) lignin precipitation from black liquor by acidification with CO_2 , and (2) near-neutral hemicellulose pre-extraction process (VPP) [9]. With acid precipitation, a quantity of lignin is extracted directly from black liquor, while with VPP a quantity of hemicellulose which normally ends up in black liquor is extracted prior to pulping.

Lignin precipitation process

There are three main technologies for lignin removal from black liquor: ultrafiltration, electrolysis and acid precipitation. Lignin precipitation by acidifying black liquor is considered as the most promising and cost-effective process for lignin recovery. LignoBoost technology which consists on lignin precipitation by black liquor acidification using CO_2 is one of the most established technologies.

LignoBoost technology is based primarily on an improved lignin washing method developed by Ohman et al. [12]. This new washing method consists of a two stage washing/dewatering process. It avoids the problem of filter cake plugging during the washing of precipitated lignin, which improves the purity of the lignin and minimizes the required quantity of washing water.

In the LignoBoost process (Figure 3), lignin is precipitated by acidifying black liquor with CO_2 . The precipitated lignin is then filtered. Instead of washing the lignin immediately after filtration, the filter cake is re-dispersed and acidified using sulfuric acid. The slurry is then filtered and washed. The redispersion step helps to control the temperature and pH to avoid excessive pH levels and ionic strength gradient in the lignin filter cake during the washing step. It therefore prevents lignin dissolution and filter plugging. The final lignin cake has a solids content of 70%. The filtrates of the two washing/dewatering stages are recirculated to the recovery cycle.

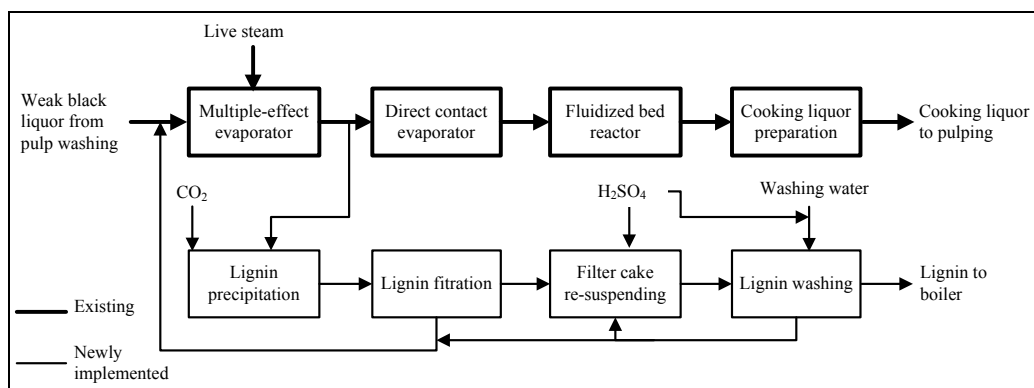


Figure 1: LignoBoost process integrated to the existing mill

Lignin precipitation from black liquor by acidification using CO_2 was selected in this study as a means for process debottlenecking because it is considered as one of the most established processes for lignin removal from black liquor. This process provides lignin with high purity and high solid content suitable for use such as a solid biofuel or as a feedstock for chemicals manufacturing. However there are certain additional process implementation risks for the mill's sulphur-free pulping process, when compared to the kraft pulping process.

Implementation uncertainties of the lignin precipitation process

Different consequences from the implementation of lignin separation from black liquor in existing Kraft pulp mills have been reported in the literature [13, 14]. Recovery boiler steam production and power generation are reduced depending on the amount of lignin removed. At the same time, the black liquor evaporation demand increases because of the additional water coming from lignin washing. This increases the live steam demand for the evaporators. The physical properties (viscosity and boiling point elevation) of the black liquor are also affected. According to Moosavifar et al. [15], the viscosity of black liquor decreases substantially with the decrease of its lignin content at the same total solids content and temperature.

Although lignin separation from black liquor by acidification using CO₂ has been extensively studied in the context of Kraft mills, its implementation in a semi-chemical mill presents some uncertainties. The first one is related to the nature and behavior of the dissolved lignin in black liquor. Lignin precipitation is affected by many factors such as the ionic strength (ion concentration in black liquor), molecular weight of the lignin fragments, pH, temperature and the lignin concentration [16]. In the Kraft context, it has been shown that 60% of the lignin can be precipitated if the pH is lowered to 9 [17]. In the case of the case study mill sulphur-free process, the pH of black liquor is close to neutral prior to acidification. Assuming that the lignin has similar behavior to Kraft lignin, to be able to precipitate the lignin, black liquor has to be acidified to even lower pH. It is difficult to know whether it is possible to use CO₂ as an acidification agent for two main reasons: (1) the CO₂ leads to a weak acid in contact with water and, (2) the precipitation has to be done under high pressures of CO₂ in order to reach the pH leading to the desired precipitation rate.

Another uncertainty is related to the filtration of the precipitated lignin. It is likely that resistance to filtration and filtrate viscosity are different in the semi-chemical pulping context compared to the Kraft process. The increase in filter resistance will increase the area required for filtration or the differential pressure that has to be applied. The increase of these two parameters leads to an increase of filters cost, which will affect the economics of the lignin removal process.

Another uncertainty is related to the use of sulfuric acid for pH control in the lignin washing step. The addition of sulfuric acid affects the sulfur balance of the existing process since the washing filtrates are recirculated to the recovery cycle. In the context of Kraft mills, a quantity of dust is typically discharged from the recovery boiler and soda is added in order to maintain the overall pulping process sodium-sulfur balance. In the context of the case study mill, the use of sulfuric acid may change the pulping conditions and affect the yield and quality of the pulp.

The operation of the Copeland fluidized bed reactor is sensitive to changes in operating conditions, composition and physical properties of processed black liquor. Two risks related to reactor operations were assessed for lignin precipitation process implementation. First, decreased viscosity of black liquor will affect the black liquor atomization, which is critical to maintain appropriate operations of the fluidized bed reactor. The second risk is related to the change in the composition of inorganic materials in the fluidized bed depending on the type of strong acid used for pH adjustment in the lignin precipitation process. This change in composition may lead to a change in the eutectic temperature of the mixture of salts.

Near-neutral hemicellulose pre-extraction process

Figure 4 represents the near-neutral hemicellulose pre-extraction process as developed by the University of Maine [9]. It consists of the following steps: preheating and wood extraction for hemicellulose removal, flashing the extract to increase its concentration, acid hydrolysis using sulfuric acid, removal of the precipitated lignin by filtration, acetic acid and furfural separation using liquid-liquid extraction, liming to raise the pH and precipitate sulfate ions as gypsum, fermentation of the C5 sugars to ethanol, and finally ethanol recovery by distillation and molecular sieve.

The near-neutral extraction process presents several advantages according to the developers including that the quality and quantity of pulp remains unchanged compared to conventional Kraft cooking, and the recovery cycle is off-loaded.

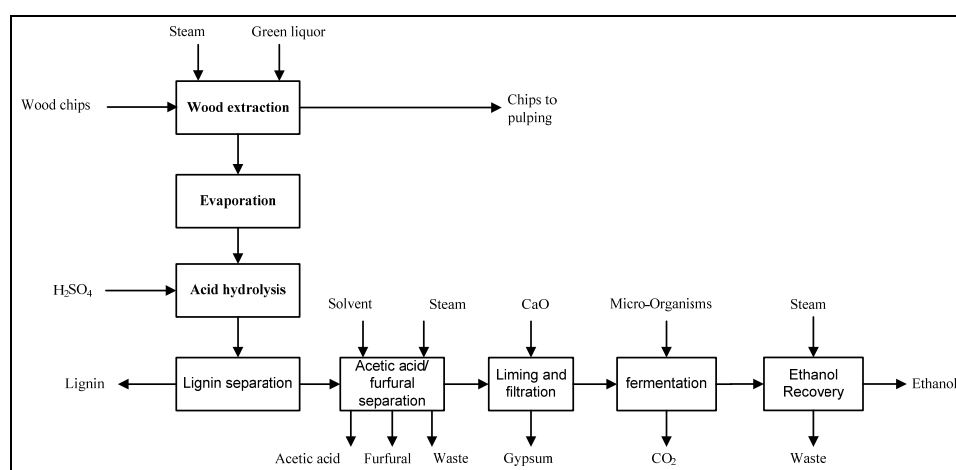


Figure 1: Simplified process diagram of near-neutral hemicellulose pre-extraction process

Implementation uncertainties of the VPP process

Different information about the consequences of implementing different hemicellulose pre-extraction techniques on pulping processes has been reported in literature. According to Testova [10] the pre-extraction of hemicellulose decreases the H-factor needed to achieve the same degree of delignification. Experiments done by Goyal [18] showed that extracted maple wood chips required less active alkali and almost half H-factor when 12% of dry wood is extracted with hot water. These experiments also showed that pulping extracted chips to the same kappa number results in a decrease of 2% in pulp yield. Frederick [7] reported that hemicellulose extraction using dilute acid pre-hydrolysis increases cellulose losses during pulping.

Regarding the quality of the pulp, Testova [10] reported that the strength properties of the pre-treated pulps using dilute sulfuric acid pretreatment are lower than that of the standard pulps. The strength of pulps with 10% extracted hemicellulose is on average of 50% lower than that of standard pulps. According to Mao [9], the quality of pulp remains unchanged after extraction of 10% of dry wood using the near-neutral process. However, there is no data available about the impact of different hemicellulose extraction methods on the properties of high yield pulps (semi-chemical pulps).

The impact of the VPP process on the inorganics-to-organics ratio of black liquor should not be significant because of the decrease of the amount of cooking liquor required after

extracting hemicellulose. The amount of lignin in black liquor should also remain unchanged. Therefore, the impact of VPP on the physical properties of black liquor should not be significant.

The implementation of the near-neutral hemicellulose pre-extraction process increases process energy demand since additional energy is required in the extraction step, ethanol separation by distillation as well as in liquid-liquid separation of acetic acid and furfural.

Process debottlenecking and production increase potential

The Copeland reactor is currently used at beyond design capacity and is the main process bottleneck for increasing production and/or for pulp quality improvement by lowering the pulp yield. An assessment of the existing process shows that the paper production can be increased by 20% (120 o.d.t/day) without any investment in the process except for the Copeland system debottlenecking. Capacity increase beyond 20% requires additional investments in other existing process sections.

Steps for the estimation of the potential of debottlenecking by the selected biorefinery process options, as well as the critical assumptions and the used evaluation methods are summarized in Table 1. First, the lignin precipitation and hemicellulose pre-extraction rates for production increase and/or pulp yield lowering were evaluated using an overall mass balance on the pulping line. The required concentration of black liquor fed to Copeland reactor after lignin separation was then evaluated considering the changes in the adiabatic burning temperature. Variation of the black liquor viscosity after lignin precipitation was evaluated using a published model. Finally, the maximum limits for lignin precipitation and hemicellulose pre-extraction rates were defined and the potential for paper production increase and pulp yield lowering using the selected process options was estimated.

Table 1: Estimation of the potential of process debottlenecking and production increase

Estimation steps
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Estimation of lignin precipitation and hemicellulose pre-extraction rates. ▪ Estimation of the change in adiabatic burning temperature after lignin separation. ▪ Evaluation of the required total solids concentration of the black liquor fed to Copeland reactor after lignin separation. ▪ Estimation of the change of black liquor viscosity after lignin separation. ▪ Estimation of the maximum limits for lignin precipitation and hemicellulose pre-extraction rates. ▪ Estimation of the potential for paper production increase and pulp yield lowering.
Assumptions
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Black liquor composition is not altered by changing the pulp production rate or lowering the pulp yield. ▪ Extracted amounts by the VPP process correspond to the amount of hemicellulose which normally ends up in black liquor. ▪ VPP extract has the same composition as reported by Mao et al. [9] ▪ The inorganics-to-organics ratio of black liquor is not changed after the VPP implementation and there is no significant impact on the physical properties of black liquor. ▪ The viscosity of black liquor depends on its lignin content.
Methods
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Overall mass balance on the pulping line. ▪ Analysis of the principle of operation on the Copeland reactor. ▪ Overall mass and energy balances of the Copeland reactor. ▪ Model developed by Moosavifar et al. [15] for black liquor viscosity estimation.

Lignin precipitation and hemicellulose pre-extraction rates

One main objective of removing lignin from black liquor or extracting hemicellulose prior to pulping is to decrease the amount of organics fed to the Copeland reactor when the paper production is increased or/and the pulp yield is lowered. This results in a decreased heat load to the reactor and the required amount of combustion air. The calculation of the targeted quantity of lignin to precipitate or the quantity of the hemicellulose to extract is based on an evaluation of the excess heat load of the reactor.

Figures 5 and 6 show the impact of varying the degree of lignin precipitation and hemicellulose pre-extraction for process debottlenecking. The results show that if the paper production is increased from 600 to 720 o.d.t/day and the pulp yield is kept constant, then 50% of the lignin dissolved in the black liquor must be precipitated. But if the pulp yield is to be lowered from 85 to 84%, then 88.5% of lignin must be precipitated. Similarly, Figure 6 shows that only 2.7% of dry wood must be extracted if the paper production is increased to 720 o.d.t/day. However, the extraction rate has to be more than 10% if at the same time as the target production increase; the pulp yield is to be lowered from 85% to 79% with the resulting pulp quality increase.

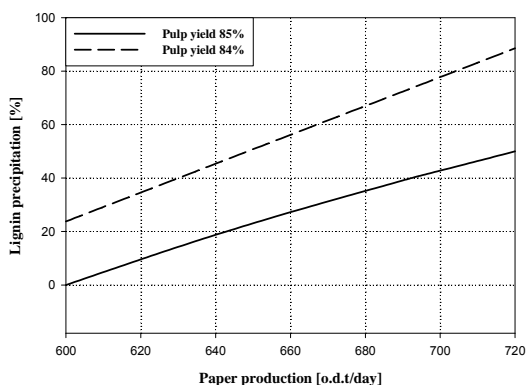


Figure 1: Lignin precipitation (% of dissolved lignin in black liquor) as a function of paper production increase for different pulp yields

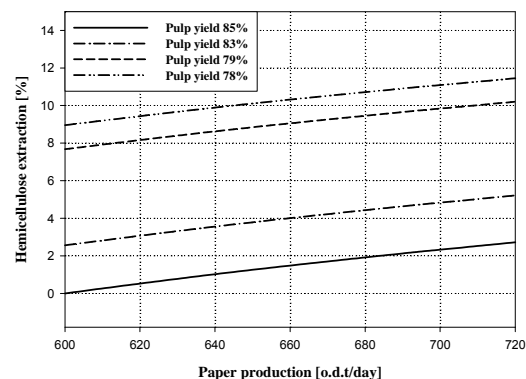


Figure 2: Hemicellulose pre-extraction (% of dry wood) as a function of paper production increase for different pulp yields

Adiabatic burning temperature

To be able to maintain autogenous burning of the organics fed to the reactor after lignin removal or hemicellulose pre-extraction, the temperature profile in the reactor must be kept similar to the current operating conditions. This is especially critical since the current temperature of the bed is very close to the ignition temperature of the organic components.

The modeling of the phenomena occurring inside the fluidized bed and evaluation of the changes in temperature patterns inside the reactor are a complex problem. Adiabatic burning temperature represents a simple heat transfer model that can be used for estimating certain changes in temperatures inside the reactor when the composition of black liquor changes.

In the case of lignin precipitation, significant changes in the net heating value of the black liquor can occur if the concentration of total dissolved solids in black liquor is kept constant. Figure 7 shows the variation of the adiabatic burning temperature after lignin precipitation. The

decrease of the temperature is due to the increase of the inorganics-to-organics ratio of black liquor and to the decrease of the proportion of lignin in the dissolved organics.

After lignin separation, the concentration of total dissolved solids in black liquor fed to the reactor must to be increased to compensate for the decrease in the net heating value of the black liquor. Figure 8 shows the total dissolved solids concentration of black liquor needed for maintaining the adiabatic burning temperature constant (1235°C) after lignin removal.

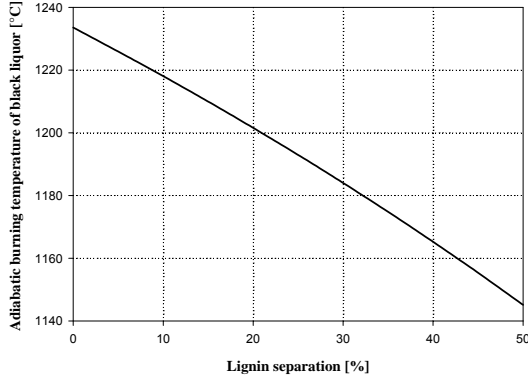


Figure 1: Adiabatic burning temperature of black liquor (°C) as a function of lignin removal (%) (Concentration of total dissolved solids of black liquor after lignin precipitation maintained constant at 53%)

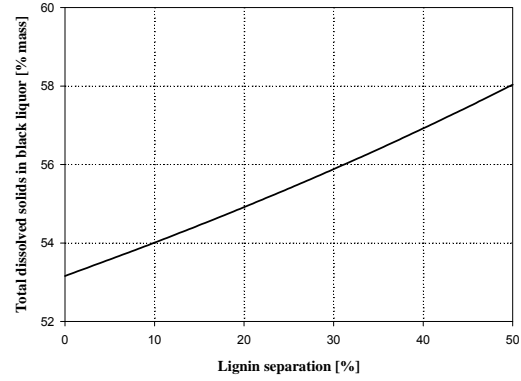


Figure 2: Total dissolved solids of black liquor (% mass) required for keeping adiabatic combustion temperature constant after lignin separation

Viscosity decrease

Viscosity is the key parameter affecting the mean droplet size and droplet size distribution of the black liquor sprayed into the Copeland reactor. Viscosity decreases from a reduction in concentration and the average molecular weight of lignin in black liquor. Moosavifar et al. [15] developed 3 models reflecting the change in the viscosity after lignin precipitation. The models give an approximation of the viscosity of black liquor after changing the amount of the dissolved lignin and varying the lignin molecular weight distribution. The models are valid when the total dissolved solids concentration of the black liquor is less than 50% and the black liquor behaves as a Newtonian fluid.

In the case study mill, the total solids concentration of black liquor varies between 53 and 58% (see Figure 8) and the lignin concentration is low compared to concentrated Kraft black liquor. The following model developed by Moosavifar et al. [15] has been used for the estimation of the viscosity change after lignin precipitation in the case study mill:

$$\log\left(\frac{\eta}{\eta_0}\right) = \frac{A}{T^4} + B, \quad A = K \cdot \left(\frac{S}{1-S}\right) \cdot 10^{10} \quad (1)$$

where η is the viscosity, η_0 is set to 1 mPa.s, B and K are constants, T is the temperature and S represents the lignin concentration of black liquor.

Figure 9 shows the viscosity of the black liquor when lignin is removed. The used model considers only changes in the lignin concentrations, but the total solids concentration of black

liquor is increased according to Figure 8. The decrease in viscosity can therefore be expected to be less important than the decrease estimated using the model.

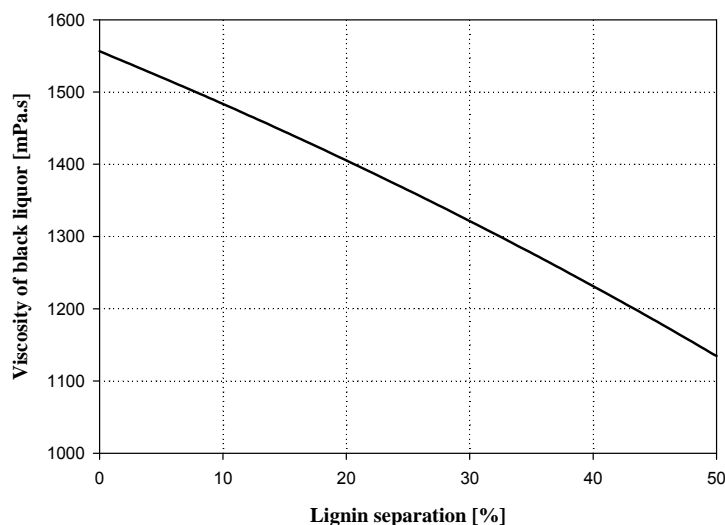


Figure 1: Viscosity of black liquor (mPa.s) fed to the Copeland reactor after lignin separation

Potential for increasing production and lowering pulp yield

The maximum paper production increase and the maximum pulp yield decrease depend on the maximum limits of hemicellulose pre-extraction and lignin precipitation rates. Mao et al. [9] found that 10% of dry wood mass mainly as hemicellulose can be extracted without negative impacts on the paper quality or on the overall pulp yield. This hemicellulose extraction rate was considered in this study as an extraction rate limit for which the properties of the produced paper remain acceptable, and for which there are no substantial cellulose losses during pulping. In the case of lignin precipitation, the maximum precipitation rate is dictated by the change in viscosity of black liquor fed to the reactor. The Copeland system uses a two fluid atomizer (air-black liquor), and is sensitive to changes in liquor viscosity and droplet size. It is possible to adjust temperature and air pressure to compensate for a change in viscosity of black liquor after lignin separation. The relative decrease in viscosity which may be tolerable was assumed to be 20% for this study based on operating experience. This change in viscosity corresponds to a lignin precipitation rate of 40% (see Figure 9).

Considering a maximum extraction rate of hemicellulose up to 10% of dry wood and a lignin precipitation rate of 40%, it can be concluded that the implementation of VPP enables 20% paper production increase (120 o.d.t/day). The VPP process also allows lowering the pulp yield from 85% to 79% (see Figure 6). On the other hand, the implementation of lignin precipitation process enables only a 15% paper production increase (90 o.d.t/day), if the current pulp yield is maintained. If the pulp yield is lowered by 1% (85% to 84%), paper production can be increased only by 5% (30 o.d.t/day) (see Figure 5).

Conclusions

The use of biorefinery technologies for debottlenecking the existing pulp mills processes allowing an incremental pulp production increase is a promising approach. In this study, the possibility of using lignin precipitation from black liquor by acidification using CO₂ or the near-neutral pre-extraction process (VPP) for debottlenecking the recovery cycle of an existing semi-chemical pulp and paper mill has been evaluated.

The results show that in the context of the case study mill, the VPP process has a better potential for process debottlenecking compared to lignin precipitation process. The VPP process enables an increase of about 20% of paper production and the pulp yield can be lowered from 85% to 79% to enhance the paper quality, whereas with lignin precipitation, the production can be increased only by 15% if the pulp yield is kept constant.

Acknowledgements

This work was supported by the Natural Sciences and Engineering Research Council of Canada (NSERC) Environmental Design Engineering Chair at École Polytechnique de Montréal, and Norampac, A Division of Cascades Inc.

References

1. Axegård, P., "The Future Pulp Mill – a Biorefinery?," Presentation at the 1st International BiorefineryWorkshop, July 20-21, 2005, Washington, D.C.
2. Lindgren, K., "Potential Lignin Applications Beyond Energy," Presented at the 2nd Nordic Wood Biorefinery Conference, September 4, 2009, Helsinki, Finland.
3. Davy, M.F., Uloth, V.C., and Cloutier, J.N., *Pulp Paper Can.*, 99(2): 35(1998).
4. Axelsson, E., Olsson, M.R., and Berntsson, T., *Nordic Pulp Paper Res. J.*, 21(4): 485(2006).
5. Laaksometsa, C., Axelsson, E., Berntsson, T. et al., *Clean Technol. Environ. Policy*, 11(1): 77(2009).
6. Al-Dajani, W.W. and Tschirner, U., *Engineering, Pulping and Environmental Conference 2007*, TAPPI Press, Jacksonville, FL, p. 958.
7. Frederick, W.J., Lien, S.J., Courchene, C.E. et al., *Biomass Bioenergy*, 32(12): 1293(2008).
8. Amidon, T.E., Wood, C.D., Shupe, A.M. et al., *J. Biobased Mater. Bioenergy*, 2(2): 100(2008).
9. Mao, H., Genco, J.M., Yoon, S.H. et al., *J. Biobased Mater. Bioenergy*, 2(2): 177(2008).
10. Testova, L., "Hemicelluloses Extraction from Birch Wood Prior to Kraft Cooking: Extraction Optimisation and Pulp Properties Investigation," Master's thesis, Luleå University of Technology, Luleå, 2006.
11. Copeland, G.G. and hanway, J.E., U.S. pat. 3309262 (March 14, 1967).
12. Ohman, F., Wailmo, H., and Theliander, H., *Nordic Pulp Paper Res. J.*, 22(1): 9(2007).
13. Wising, U., Algehed, J., Berntsson, T. et al., *TAPPI J.*, 5(1): 3(2006).
14. Olsson, M.R., Axelsson, E., and Berntsson, T., *Nordic Pulp Paper Res. J.*, 21(4): 476(2006).
15. Moosavifar, A., Sedin, P., and Theliander, H., *Nordic Pulp Paper Res. J.*, 21(2): 180(2006).

16. Sundin, J. and Hartler, N., *Nordic Pulp Paper Res. J.*, 15(4): 306(2000).
17. Tomani, P. and Axegård, P., "A Novel Process for Efficient Removal of Lignin from Black Liquor," Presentation at the ILI Forum 7, April 27, 2005, Barcelona.
18. Goyal, G.C., Tan, Z., Yin, C. et al., "Biorefinery– An overview" Presentation at the 3rd International Colloquium on Eucalyptus Pulp (ICEP), 2007, Belo Horizonte, Brazil.

Insight from the authors

This work forms the first part of a case study considering the evaluation of the implementation of emerging biorefinery technologies in an existing semi-chemical pulp mill. Two biorefinery process options were selected: (1) lignin precipitation from black liquor by acidification with CO₂ and (2) the near-neutral hemicellulose pre-extraction process (VPP process). The study focus was on the assessment of the technical feasibility and the ability of the selected biorefinery options for case study mill recovery cycle debottlenecking and pulp production increase. The evaluation is based on a deep understanding of the principle of operation of the case study mill recovery cycle, which include a fluidized bed Copeland reactor and of the two selected biorefinery processes.

We found that biorefinery implementation in an existing pulp mill can be a promising approach for the improvement of the existing process operations. The two selected biorefinery technologies have a considerable potential for recovery debottlenecking and pulp production increase. However, the implementation risks and technical barriers are critical and must be considered for the selection of the appropriate biorefinery process option.

Authors information

Ghezzaz is a master student and Stuart a professor in the NSERC Environmental Design Engineering Chair, Department of Chemical Engineering, École Polytechnique de Montréal, Montreal QC, Canada, reach him at paul.stuart@polymtl.ca. Pelletier is a mill manager of Norampac-Cabano, a Division of Cascades Canada Inc., Cabano QC, Canada.

**ANNEXE 2 - Article 1 - Partie II: Biorefinery implementation for recovery
debottlenecking at existing pulp mills – Part I: Techno-economic evaluation**

(Article soumis à Tappi Journal)

BIOREFINERY IMPLEMENTATION FOR RECOVERY DEBOTTLENECKING AT EXISTING PULP MILLS – PART II: TECHNO- ECONOMIC EVALUATION

Hakim Ghezzaz¹, Luc Pelletier² and Paul Stuart¹

¹ NSERC Environmental Design Engineering Chair
École polytechnique de Montréal, Canada

² Norampac, A Division of Cascades Inc.

Abstract

The evaluation and process risk assessment of (a) lignin precipitation from black liquor, and (b) the near-neutral hemicellulose pre-extraction (termed "value prior to pulping" or VPP) for recovery boiler debottlenecking in an existing pulp mill is presented in Part I of this paper. In Part II, the economic assessment of the two biorefinery process options is presented and interpreted. A mill process model was developed using WinGems software, and used for calculating the mass and energy balances. Investment costs, operating costs and profitability of the two biorefinery options have been calculated using standard cost estimation methods. The results show that the two biorefinery options are profitable for the case study mill, and effective at process debottlenecking. The after-tax IRR of the lignin precipitation process option was estimated to be 95%, while that of the VPP process option was 28%. Sensitivity analysis showed that the after tax-IRR of the lignin precipitation process remains higher than that of VPP process option, for all changes in the selected sensitivity parameters.

If we consider the after-tax IRR as well as capital cost as selection criteria, the results show that for the case study mill, the lignin precipitation process is more promising than the VPP process. However the comparison between the two biorefinery options should include long-term evaluation criteria. The potential of high value-added products that could be produced from lignin in the case of the lignin precipitation process, or from ethanol and acetic acid in the case of the VPP process should also be considered for the selection of the most promising process option.

Application: This work highlights the potential economic benefits of implementing emerging biorefinery technologies for recovery debottlenecking, and indicates how dissimilar process options can be evaluated and compared.

Introduction

Increasingly, industrial analysts agree that the forest biorefinery comprises a promising opportunity for forestry companies, through which revenues can be diversified outside traditional pulp and paper products. The transformation of pulp and paper mills into some form of forest biorefinery is considered by some as an inevitable alternative. It potentially gives mills opportunities to maintain their core business while developing new business activities [1-4]. It is clear that the complete transformation of pulp mills into integrated forest biorefineries must be achieved incrementally over the coming years, since biorefinery technologies are still emerging and at various phases of their development.

During the implementation of biorefinery, the forest industry should seek to improve their existing process operations and competitive position. In our case study, (a) lignin precipitation from black liquor by acidification using CO₂, and (b) the value prior to pulping (VPP) process, were identified as suitable for recovery cycle debottlenecking and the subsequent production increase in an existing semi-chemical pulp and paper mill.

The selection of the biorefinery technology to be implemented in an existing mill is a critical decision for the long-term development of the mill. For this case study, the choice between lignin precipitation from black liquor and VPP is important for the pulp mill to succeed with its transformation into an integrated forest biorefinery (IFBR). According to Van Heiningen [3], the transition from a pulp and paper mill to an IFBR will be enabled by economic returns from ongoing pulp and paper production, while producing additional bioproducts and renewable energy. Chambost et al [5] recommend incremental biorefinery implementation in an existing pulp mill for existing process operation improvement in the first phase, but the selected technology must also meet longer-term, more ambitious objectives in later implementation phases when the pulp and paper mill will be totally transformed to an IFBR.

In Part I of this paper, it has been shown that the potential for recovery debottlenecking and the possible paper production increase by implementing lignin precipitation from black liquor or VPP are significant. The objectives of Part II of this paper are to perform an economic evaluation of the processes, and identify their relative strengths and weaknesses.

Techno-economic evaluation

The techno-economic evaluation of the two biorefinery process options was performed in the context of process debottlenecking in order to achieve (a) production increase, and (b) pulp quality improvement by lowering pulp yield. The incremental costs in the existing process and additional revenues from the increase of paper production were considered in addition to the biorefinery operating costs and revenues.

Scenarios definition

The case study mill is a sodium carbonate-based semi-chemical pulp and paper mill producing 600 odt/day of paper. The paper is produced from 65% virgin pulp (pulp yield ~85%) and 35% recycled fibre. Two biorefinery implementation scenarios were selected, and are described in Part I of this paper. In the case of the lignin precipitation option, the maximum paper production capacity attainable by keeping the pulp yield constant (690 odt/day of paper) was considered. In this scenario, the lignin precipitation rate is equal to 39.1% of the total lignin in black liquor. For the VPP option, it was shown that it has more potential for process debottlenecking. Paper production could be increased to 720 odt/day, and pulp yield lowered from 85% to 79%. In this scenario, hemicellulose extraction rate is equal to 10.2% of dry wood.

Methodology

The economic evaluation of the two biorefinery process options was performed following the steps below. The overall assumptions and evaluation basis are summarized in Table 1.

Mass and energy balances

First, a simulation model of the existing process was built using WinGems software, and validated by mill personnel. Then, simple models of lignin precipitation from black liquor and hemicellulose extraction prior to pulping were implemented in the simulation model. The outputs of the simulation and published data about the biorefinery options were used to establish the mass

and energy balances of the integrated biorefineries (lignin precipitation or VPP integrated into the existing process).

Investment costs

The case study mill is characterised by process sections having overcapacity, and no additional investments are needed in the existing pulping processes for either biorefinery process scenario. Investment costs were thus calculated only for the lignin precipitation or VPP process.

Since the objective is to evaluate and to compare the two process options at the pre-feasibility level, the capacity-factored method was used for investment costs evaluation. The method gives relatively quick and sufficiently accurate estimates [6, 7] by providing a cost estimate of a new plant based on the cost of a similar plant of a known capacity according to the following equation:

$$C_n = C f_e R^x \quad (1)$$

where C_n is the cost of the new plant, C is the cost of the similar plant, f_e is the ratio between the cost indexes related to the costs C_n and C , R is the ratio between the capacities of the two plants, and x is the exponent factor.

The method was applied to calculate the installed equipment costs of the lignin precipitation process and of the major process sections of VPP using literature scaling equations [8-10]. After the calculation of installed equipment costs, factors were used to estimate additional direct and indirect costs, contingency and working capital.

Operating costs

The estimation of operating variable costs for the two biorefinery process options and for the existing pulp and paper mill is based on the mass and energy balances. Incremental variable costs for paper production are calculated as the difference between the variable costs before and after production increase and pulp yield lowering.

Revenues

Total revenues for both considered scenarios consist of the revenues coming from the biorefinery products and from selling the incremental production of paper. In the case of the lignin precipitation process, the produced lignin is assumed to be used at the mill as a fossil fuel (oil) replacement. The revenues therefore are also derived from fossil fuel savings. It was assumed that lignin is produced at 70% solids content, and there is no need for drying the lignin before its combustion. In the case of the VPP process, the revenues come from selling the produced ethanol, separated acetic acid and furfural. It was assumed that there is no increase in the selling price of the paper when its quality is improved by lowering the pulp yield.

Profitability

After-tax Internal Rate of Return (IRR) is used as a measure of the profitability. It is calculated according to the following equation:

$$NPV = \sum_{t=0}^{20} \frac{NCF_t}{(1+IRR)^t} = 0 \quad (2)$$

where NPV is the net present value, t is the plant life, and NCF_t is the net cash flow at time t .

Sensitivity analysis

Sensitivity analysis was performed for both process options. Uncertain and sensitivity parameters were selected according to variable cost and revenue breakdowns. Sensitivity analysis was also conducted considering uncertain parameters which can significantly affect the profitability of the process options. The sensitivity variables were varied inside an expected interval of variation.

Table 1: Assumptions and economic evaluation basis

Overall assumptions
Lignin precipitation process <ul style="list-style-type: none"> There are no negative impacts of lignin precipitation on the existing process operations. Lignin dissolved in black liquor has the same behavior as Kraft lignin. Produced lignin is used at the mill for fossil fuel replacement in boilers. Key information for mass balance are taken from reference [11]. VPP process <ul style="list-style-type: none"> There are no negative impacts of the VPP process on the properties of the produced paper. Key information for mass and energy balances are taken from reference [9].
Investment costs
<ul style="list-style-type: none"> Scaling equation for total installed equipment costs estimation of lignin precipitation process is taken from reference [8]. Scaling equations for total installed equipment costs estimation of the major sections of VPP process are taken from references [9, 10]. Additional direct investment costs are equal to 9% of the total installed equipment costs. Indirect investment costs are equal to 50% of the total installed costs. Contingency factor of 30% of total installed costs was applied. Working capital assumed to be 3% of the project investment cost.
Operating costs
<ul style="list-style-type: none"> Operating time: 350 days/year (8400 hours). Key information for biorefinery variable costs are taken from reference [9] in case of VPP and from reference [12] in case of lignin precipitation process. Fixed costs of the existing process are assumed to remain constant after increasing paper production. Overhead costs assumed to remain constant after biorefinery implementation. No additional operating manpower is required (existing mill personnel assumed to be able to handle biorefinery also). Maintenance: 2% of total installed costs. Insurance: 1.5% of total installed costs. Raw material and product prices are provided by the studied mill or taken from literature.
Other economic parameters
<ul style="list-style-type: none"> 100% equity investment. Investment depreciation: 7 years- 200% declining balance depreciation method. Economic Life: 20 years. Investment path: full investment in first year (2012). The price of paper is not increased after its improvement by lowering the pulp yield. Inflation rate: 3%. Income tax rate: 40%. Working capital is not recovered. There is no residual value of the investment after 20 years.

Results and discussion

The results of the economic evaluation are summarized in Table 2. The investment costs in the two processes are lower compared to those published in reference studies [8, 13], due mainly to the lower capacities of the two processes. The lignin precipitation process produces only 3980 t/year of lignin with 70% solid content, while VPP process produces only 1.4 million gallons per year of ethanol. The investment costs in the lignin precipitation process are much lower than those needed for the VPP process. Also, in the VPP case the extraction step processes all the feedstock chips, and subsequent VPP process steps process high flow rate dilute streams. On the other hand, with the lignin precipitation process, only a fraction of black liquor has to be processed if the precipitation yield of lignin is high.

Incremental variable costs in the existing process constitute a substantial part of the total operating costs for both scenarios. Wood chips, OCC, steam and electricity are the main cost items. This is not a surprising result given the increase in paper production. Revenue from the incremental production of paper is the main revenue in both scenarios. Revenues from produced lignin represent only 4% of the total revenues, while revenues from VPP represent 28% of the total revenues. The revenues from VPP process are greater because three bioproducts are manufactured (ethanol, acetic acid and furfural).

Table 1: Economic evaluation results

Techno-economic results	Lignin prec.	VPP
Investment costs (US\$)		
▪ Total Installed Equipment Cost TIEC	2 809 000	18 134 000
▪ Additional direct costs ADC (9 % of TIEC)	253 000	1 632 000
▪ Total Installed Cost TIC (TIEC+ADC)	3 062 000	19 767 000
▪ Indirect Costs IC (50 % of TIC)	1 531 000	9 883 000
▪ Project Contingency PC (30 % of TIC)	919 000	5 930 000
▪ Total Capital Investment TCI (TIC+IC+PC)	5 512 000	35 580 000
▪ Working capital WC (3% of TCI)	165 000	1 067 000
▪ Total Project Investment TPI (TCI+WC)	5 677 000	36 647 000
Incremental operating cost breakdown (%)		
▪ Wood chips	29	31
▪ Old Corrugated Containers (OCC)	27	14
▪ Electricity	15	11
▪ Steam	14	15
▪ Other variable costs for paper production increase	13	09
▪ Variable costs in biorefinery	01	16
▪ Fixed costs	01	04
Incremental revenue breakdown (%)		
▪ Paper	96	72
▪ Biorefinery products	04	28
Profitability		
▪ After-tax IRR (%)	95	28

Both biorefinery options are profitable, and the lignin precipitation process option has an unusually high IRR. The integration of the two options enables production increase without increase in the fixed operating costs and overheads, therefore operating margins of paper production are substantially improved.

Sensitivity analysis

The sensitivity analysis variables are summarized in Table 3. The revenues in the two scenarios come mainly from selling the incremental production of paper; therefore the paper selling price affects the profitability of the two process options. Ethanol and acetic acid prices have historically been volatile and this would impact the profitability of the VPP process option. Wood chips and OCC costs are the main variable costs for both scenarios and according to historical data, the OCC price is volatile. The cost of steam is highly dependent on the type of fuel used. In the case study mill, only 20% of the steam is produced by fossil fuel boilers. By analyzing historical data, it was found that in some operating conditions, a larger quantity of steam is produced by the fossil fuel boilers and since the price of fuel is volatile, it makes the cost of steam an uncertain variable. In the case of the scenario considering the VPP process, an increase of the selling price of paper after lowering the pulp yield is expected. It is, however, difficult to estimate this increase in price because there is no specific information available on how the properties of the paper will be improved if the pulp yield is lowered and at the same time hemicellulose is pre-extracted. Therefore the increase in paper price is an uncertain parameter in VPP scenario. Another parameter strongly affecting the profitability is the investment cost. The investment cost calculation has an accuracy of -50% to +100% [6]. Also, the capacities of the lignin precipitation and VPP processes in this study are very low compared to the capacities in reference studies which can lead to underestimation of the investment costs. The last selected sensitivity parameter which may affect the profitability of the lignin precipitation option is the maximum precipitation rate of lignin. It has been shown in Part I of this article that the paper production increase attainable depends on the precipitation rate of lignin. However, many factors can affect the maximum precipitation rate of lignin. Among these parameters are the minimum pH achievable of black liquor and the maximum decrease of black liquor viscosity tolerable by the existing system. This makes the maximum rate of lignin precipitation an uncertain parameter.

Table 1: Sensitivity variables

Selected sensitivity variables	Justification of the choice	Basis for selecting the interval of variation	Lignin prec.	VPP
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Paper selling price ▪ Ethanol selling price ▪ Acetic acid selling price 	Important sources of revenues (see revenues breakdown in Table 2)	Historical data and market trends	✓	✓
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Wood chips cost ▪ OCC price 	Important costs (see operating costs breakdown in Table 2)	Historical data and market trends	✓	✓
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Steam cost 	Uncertainty related on which fuel used for steam production	Fraction of the amount of steam produced by fuel oil boiler	✓	✓
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Increase in selling price of paper after pulp yield lowering 	No information available about the improve of paper quality after pulp yield lowering	Values have been assumed		✓
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Investments costs 	The evaluation method gives estimations with accuracy between -50% to +100%	0 % to 100 % of the expected value of the installed equipment costs	✓	✓
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Maximum rate of lignin precipitation 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Possible paper production increase depends on lignin precipitation rate ▪ Many parameters may limit the precipitation rate of lignin 	Values of lignin precipitation rates have been assumed	✓	

Sensitivity analysis graphs of the two process options are shown in Figures 1 and 2. The slope of each curve gives an indication on how much the profitability is dependent on the corresponding parameter. The upper bound of each curve represents an optimistic scenario, whereas the lower bound represents a pessimistic scenario. The profitability of the two options depends strongly on the cost of wood, the selling price of paper, the price of OCC and the cost of steam, and to a lesser extent, on the prices of biorefinery products. In the case of the VPP process, the profitability is slightly sensitive to the change in the ethanol and acetic acid selling prices.

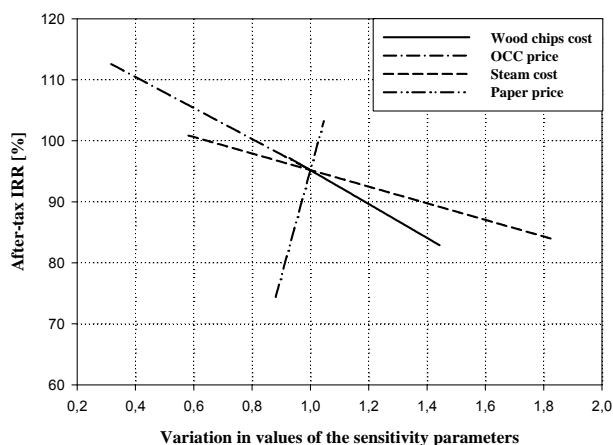


Figure 1: Sensitivity analysis: Profitability of lignin precipitation process option as a function of sensitivity parameters (variable operating costs and products selling prices)

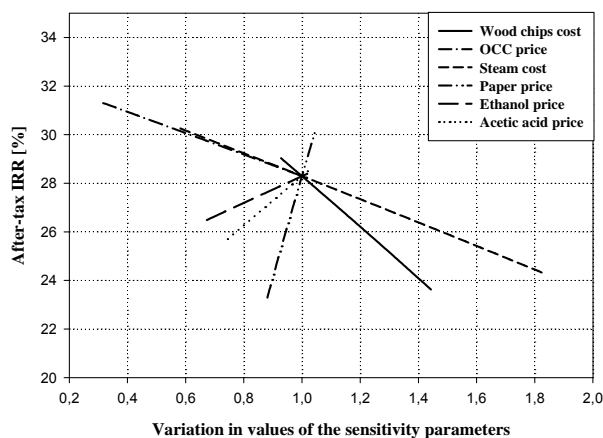


Figure 2: Sensitivity analysis: Profitability of VPP option as a function of sensitivity parameters (variable operating costs and products selling prices)

Figure 3 shows that the profitability of the VPP option can be strongly affected by the increase of the selling price of paper after lowering the pulp yield. If for example the selling price of paper increases by 20 US\$/t, the after-tax IRR will increase from 28% to 39%.

Figure 4 shows that the profitability of the lignin precipitation option is more sensitive to changes in investment costs compared to the VPP option. For example, if the investment costs are 50% higher than estimated, after-tax IRR of lignin precipitation option decreases from 95% to 66%, whereas the after-tax IRR of VPP option decreases from 28% to 19%.

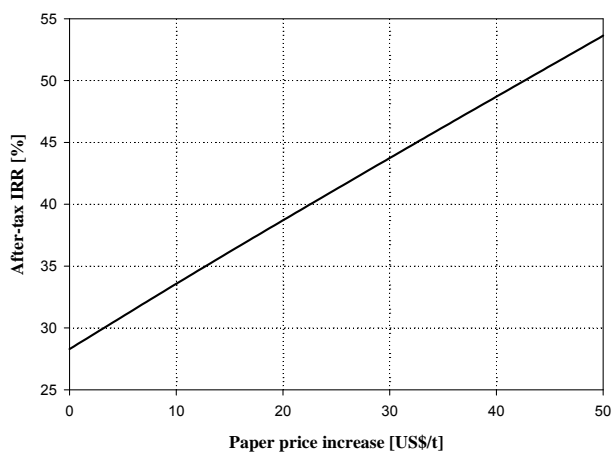


Figure 1: Profitability of VPP option as function of paper selling price increase after lowering pulp yield

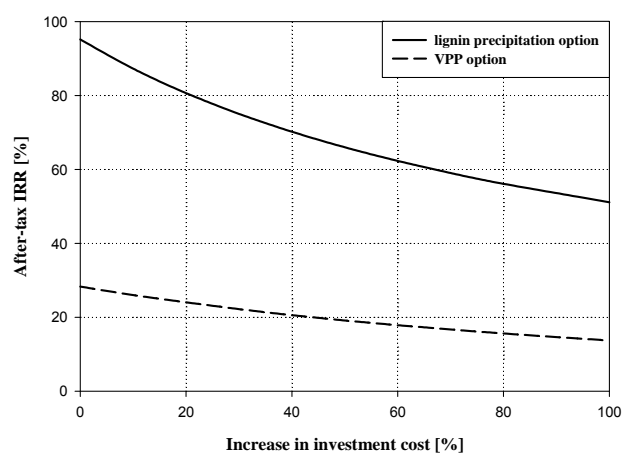


Figure 2: Profitability of lignin precipitation and VPP options as function of the investment cost increase

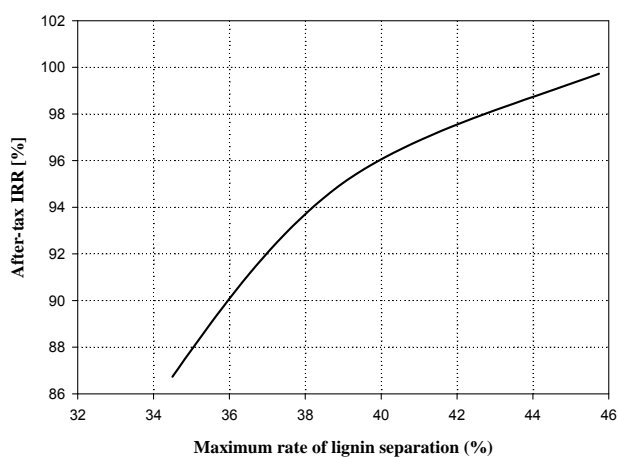


Figure 3: Profitability of lignin precipitation process option as function of maximum rate of lignin precipitation

Figure 5 shows that the profitability of the lignin precipitation process option is dependent on the maximum precipitation rate of lignin. It is an expected result knowing that the increase in paper production is related to the lignin precipitation rate (see Part I of this paper). For a precipitation rate of 34.5%, paper production is increased only by 13% (78 odt/day) which decreases the after-tax IRR of the option to 87%. But if the maximum achievable precipitation rate of lignin is 45.7%, then paper production can be increased by 18% (108 odt/day) and after-tax IRR of the option increases to 100%.

Comparison between lignin precipitation and VPP process options

Some important criteria for comparing the two biorefinery process options are presented in Table 4. The comparison includes results reported in Part I of this paper.

For the VPP process, several of the process steps are not yet developed to commercial scale. However, in the context of the case study mill, the implementation of lignin precipitation process (as it has been developed for Kraft mills) presents high risks and significant possible negative impacts on the existing process. The impacts of the VPP process on the existing process are expected to be smaller.

The VPP process has a higher potential for process debottlenecking and production increase compared to lignin precipitation process. VPP can also lead to paper quality improvement by lowering the pulp yield. The lignin precipitation process produces lignin with high solids content and high purity which is assumed to be used at the mill for fossil fuel replacement but this lignin could also be used as a feedstock for higher added-value products manufacturing. In the case of VPP, two main products are produced, ethanol and acetic acid. The revenues from the VPP products represent around 28% of the total revenues and this allows the mill to diversify its revenues to some extent. Lignin produced by the lignin precipitation process was assumed to be used in the mill and there is no market risk whereas VPP products are to be sold on the market, and difficulties may arise for marketing these products with such small product volumes. The lignin precipitation option has a lower capital investment than the VPP process and this is the main reason why the after-tax IRR of the process option is significantly higher than the after-tax IRR of the VPP option.

Table 1: Comparison between the two process options

Criteria of comparison	Lignin precipitation	VPP
▪ Process maturity	Higher	Lower
▪ Negative impact on the existing process	Higher	Lower
▪ Maximum production increase	15%	20%
▪ Pulp yield lowering	n/a	From 85% to 79%
▪ Bioproducts	Lignin	Ethanol, Acetic acid, furfural
▪ Investment cost	5 677 000	36 647 000
▪ Base case after-tax IRR	95 %	28%
▪ % revenues from bioproducts	4%	28%
▪ Lower bound of after-tax IRR according the sensitivity analysis	51 %	14%

Lignin precipitation and VPP are emerging process technologies and investment in the two processes can be considered as risky, so a higher profitability is needed compared to traditional debottlenecking alternatives. Sensitivity analysis showed that several parameters can

strongly affect the profitability of the two projects. The lower bound of after-tax IRR of the two process options occur when the total investment was increased by 100%. In this case, the after-tax IRR of the lignin precipitation option decreases from 95% to 51%, while the after-tax IRR of the VPP option decreases from 28% to 14%. The sensitivity analysis showed that the profitability of the lignin precipitation process option remains higher than that of the VPP option whatever the changes in the selected sensitivity parameters.

Conclusions

The economic evaluation and comparison of lignin precipitation from black liquor by acidification with CO₂ and near-neutral pre-extraction (VPP) processes for recovery debottlenecking of an existing semi-chemical pulp and paper mill have been performed.

The results show that for the case study mill, the two biorefinery process options are profitable in the context of existing process debottlenecking. The base case after-tax IRR of lignin precipitation process option was calculated to be 95%, while the after-tax IRR of the VPP process option was 28%. The sensitivity analysis showed that after tax-IRR of the lignin precipitation process option remains higher than that of the VPP process option whatever the changes in the selected sensitivity parameters.

If we consider only the value of after-tax IRR and the importance of investment costs as selection criteria, the results show that in the context of the case study mill, the lignin precipitation process is more promising compared to the VPP process. However the comparison between the two biorefinery options should include the implementation risks and the long-term evaluation criteria. The potential of high value-added products that could be produced from lignin in the case of the lignin precipitation process or from ethanol and acetic acid in the case of the VPP process should be considered for the selection of the most promising process option.

Implications

The VPP process enables a greater increase in paper production compared to the lignin precipitation process. VPP can potentially be more suitable to the mill if the strategy of the mill is to stay competitive in the same core business. However, the biorefinery should be considered as a strategic investment, allowing forestry companies to diversify their revenues. For this, lignin precipitation can potentially be more promising because it enables transformation of the existing mill into an integrated forest biorefinery. Produced lignin can be used for energy purposes in the short term and as a feedstock for high value-added bioproducts in the long term. The lignin precipitation process has also a higher short-term IRR, and this gives opportunity to the mill to recover project investment costs in a short time and helps the mill to progress in biorefinery implementation towards high added-value products.

In this case study, results show that the capacities of the two biorefinery process options are very small. The production capacity of ethanol and acetic acid in the VPP process are low compared to existing petroleum or corn-based ethanol plants. It can be a challenge for the mill to sell such small quantities of products. However, the amount of VPP produced mono-sugars could potentially be appropriate as a building-block chemical for high-value added bioproduct manufacturing (e.g. Xylitol).

In conclusion, the comparison between the two biorefinery options should consider both short-term criteria like the amount of capital investment, profitability, technology maturity, technology and market risks, and long-term criteria by considering for example, the potential of

producing high value-added products in the future when the technologies and bioproduct markets will have matured.

Acknowledgements

This work was supported by the Natural Sciences and Engineering Research Council of Canada (NSERC) Environmental Design Engineering Chair at École Polytechnique de Montréal, and Norampac, A Division of Cascades Inc.

References

1. Thorp, B., *Pulp Pap.*, 79(11): 35(2005).
2. Stuart, P., *Pulp Paper Can.*, 107(6): 13(2006).
3. Van Heiningen, A., *Pulp Paper Can.*, 107(6): 38(2006).
4. Amidon, T.E. and Liu, S., *Biotechnol. Adv.*, 27(5): 542(2009).
5. Chambost, V., McNutt, J., and Stuart, P.R., *Pulp Paper Can.*, 109(7/8): 19(2008).
6. Dysert, L.R., *Cost Eng.*, 45(6): 22(2003).
7. Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., and West, R.E., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, MacGraw-Hill, Boston, 2003, p. 242
8. Laaksometsa, C., Axelsson, E., Berntsson, T. et al., *Clean Technol. Environ. Policy*, 11(1): 77(2009).
9. Mao, H., "Technical Evaluation of a Hardwood Biorefinery Using The "Near-Neutral" Hemicellulose Extraction Process," Master's thesis, University of Maine, Maine, 2007.
10. Mitchell, J., "Production of Ethanol from Hardwood," Master's thesis, University of Maine, Maine, 2006.
11. Ohman, F., Theliander, H., Tomani, P. et al., pat. WO2006031175-A1 (March 23, 2006).
12. Tomani, P., Berglin, N., and Axegard, P., TAPPI Press - TAPPI Engineering, Pulping and Environmental Conference 2009 - Innovations in Energy, Fiber and Compliance, Memphis, TN, p. 2347.
13. Mao, H., Genco, J.M., Yoon, S.H. et al., *J. Biobased Mater. Bioenergy*, 2(2): 177(2008).

**ANNEXE 3 - Article 2: Biomass availability and process selection for an
integrated forest biorefinery**

(Article publié dans Pulp and Paper Canada)

Biomass Availability and Process Selection for an Integrated Forest Biorefinery

By Hakim Ghezzaz and Paul Stuart

NSERC Environmental Design Engineering Chair, Department of Chemical Engineering, École Polytechnique de Montréal

ABSTRACT:

The objective of this paper is to evaluate the impact of the availability and quality of biomass on the choice of promising biorefinery product-process configurations, for an existing integrated pulp mill at the early design stage. Biomass available around the case study mill was identified and biomass supply curves were developed. The profitability of several biorefinery technology configurations producing different bioproducts was broadly evaluated using classical techno-economic methods.

For the case study mill and under the used assumptions, the results show that the profitability of thermochemical processes is strongly dependent on access to abundant low cost biomass feedstocks. The after-tax Internal Rate of Return (IRR) of the fast pyrolysis process option was found to be higher than 28% for large capacities when woody residues are used. For biochemical processes, the quality of biomass strongly affects profitability. Hardwood seems to be the most suitable feedstock for the considered biochemical process options. The IRR of ethanol and phenol-formaldehyde resin co-production using the organosolv process is higher than 26% for large capacities.

producing different bioproducts into an existing high yield pulp mill. An order of magnitude techno-economic evaluation has been performed for the evaluation of the profitability of these implementation strategies. This enables the selection of a set of promising biorefinery processes and their corresponding production capacities for further, more detailed design phases.

LITERATURE REVIEW

Retrofit implementation of biorefinery technologies into existing pulp mills has received considerable attention during the last decade. Wising et al. [4] presented an overview of some of the most studied technologies. These technologies include hemicellulose extraction prior to pulping, lignin precipitation from black liquor and black liquor gasification. These technologies are highly integrated to the existing systems and can strongly affect the existing process operations.

Another biorefinery implementation

The integrated forest biorefinery (IFBR) has been identified as one of the most promising means for pulp mills to improve their sustainability and to develop their activities [1-3]. Several biorefinery process configurations have been proposed for the treatment of different types of lignocellulosic feedstocks and for the production of either large-volume commodity products or small-volume specialty chemicals.

To implement a biorefinery, pulp mills will face a high number of choices related to the large number of possible biorefinery process options, potential bioproducts, pretreatment and treatment technologies. However, this choice is also very critical for these mills as only a limited number of options can guarantee their successful conversion to a biorefinery and can deal with critical factors such as cost and biomass availability. The selection of a reliable biorefinery process option from all the possible ones is a complex decision for a pulp mill. This constitutes also an

important design challenge since it is not possible to consider the large number of possible process options in detailed design phases. Therefore, promising product-process biorefinery combinations and their corresponding production capacities must be identified at the early design stage.

Agricultural residues have the lowest total unit cost, but when the biomass quantity exceeds 500,000 bdt/yr, the unit cost of woody residues becomes lower.

The objective of this paper is to apply a systematic process design methodology for comparing and screening the less promising integrated biorefinery process options at the early design stage. The design methodology tries to capture the implication of quality and availability of biomass on biorefinery process options selection. The study considers the implementation of several biorefinery processes using specific types of biomass and

strategy which has started to receive interest is the integration of adjacent biorefinery processes using conventional or emerging types of biomass. In this case, biorefinery processes have separate production lines and do not interfere directly with the existing pulp and papermaking processes. The benefits come mainly from the integration of the energy systems of the existing process with the new one, biomass supply chain integration and sharing the overhead

costs. In this biorefinery implementation perspective, Hytönen et al. [5] did a systematic evaluation of bioethanol production processes integrated into an existing kraft pulp mill. According to the authors, biorefinery integration can help reduce pulp production cost.

Biorefinery processes have been categorized in two main pathways, biochemical and thermochemical.

The biochemical pathway combines biomass pretreatment technologies, carbohydrate hydrolysis and sugar fermentation processes. The goal of the pretreatment is to hydrolyze the hemicellulose and reduce the crystallinity of cellulose and make it more accessible for subsequent hydrolysis. Pretreatment is crucial for ensuring ultimate

for sugars fermentation. In the separated hydrolysis and fermentation (SHF) the hydrolysis and fermentation steps are conducted separately which offers process flexibility [8]. The simultaneous saccharification and fermentation technologies (SSF, SSCF) combine hydrolysis and fermentation in the same treatment step. In the consolidated bioprocessing (CBP), cellulase production, hydrolysis and the co-current fermentation of C5 and C6 sugars are unified in a single processing step.

The biochemical pathway is currently used for bioethanol production from corn starch and sugar cane. It is considered to be more effective for homogeneous types of lignocellulosic feedstock.

The thermochemical pathway uses

tion decrease with increasing size of the plant. On the other hand, the unit price of feedstock increases with the increase of the plant capacity, as the hauling distance for biomass increases. Many authors have explored the trade-off between the economies-of-scale associated with larger plants, and poor economies resulting from the use of large volumes of biomass. Nguyen et al. [9] derived a simple relation between biomass transportation cost and ethanol production cost at the optimal plant capacity. Jack [10] explored the implication of scale-dependent plant costs on the trade-off between economies of scale associated with plant costs and diseconomies of scale of biomass supply. Wright et al. [11] evaluated and compared the optimal size of many biorefinery processes for biofuel production. One of their conclusions is that optimally sized plants based on gasification are 50 to 100% larger (gallons of gasoline equivalent basis) than the biochemical cellulosic ethanol plants.

Many studies have been done for the selection of promising products for the forest biorefinery. An example of the most known and extensive studies are "Top Value Added Chemicals from Biomass" from the Pacific Northwest National Laboratory (PNNL) [12, 13]. The studies aim to identify opportunities for the production of value-added chemicals from biomass.

The selection of the promising biorefinery processes which can be integrated into an existing pulp mill has been considered in some studies. Hytönen et al. [5] did a systematic evaluation of bioethanol production processes integrated into an existing kraft pulp mill. The authors used after-tax IRR as a selection criterion. In another study, Cohen et al. [14] proposed a set of criteria for the comparison of emerging biorefinery technologies for bioethanol production. The proposed criteria are economic, environmental and technology-related.

A large section of the published systematic comparative techno-economic studies on biorefinery processes consider only biofuels as products. There are few detailed techno-economic studies exploring the implication of different types of biorefinery products on the selection of promising IFBR configurations. The critical issues related to the cost, quality and availability of biomass are also rarely explored.

The production of FT-liquids is not profitable whatever the type of biomass used, whereas, the separation of the FT-waxes — which is a high value-added product — improves significantly the profitability of the FT-liquids production process.

high sugar yield from biomass. This pretreatment can be achieved physically, chemically or biologically. Many pretreatment technologies have been developed, however the choice of a pretreatment technology is not trivial and can be dictated by the nature of the used feedstock. In an extensive comparative study of pretreatment technologies done by CAFE (Consortium for Applied Fundamentals and Innovation) [6, 7], it has been found that ammonia fiber expansion (AFEX) is more effective for corn stover, but for poplar wood, sulfur dioxide and lime-based pretreatment technologies could be more effective.

The cellulose and hemicellulose oligomers are then converted into individual monomers through hydrolysis after the pretreatment. Hydrolysis can be acidic or enzymatic. The acidic hydrolysis can be achieved by dilute or concentrated acid. Dilute acid hydrolysis requires high operating temperatures and produces a large amount of fermentation inhibitors. On the other hand, concentrated acid hydrolysis requires high amounts of acid and can become uneconomical without efficient acid recycling. Enzymatic hydrolysis does not generate inhibitors.

There are many process configurations

thermal technologies for converting biomass to bio-oil or syngas. Pyrolysis and gasification are the main thermochemical processes. Pyrolysis is the thermal treatment of biomass in the absence of oxygen, producing bio-char, permanent gases, and vapours. The vapours condense at ambient temperatures to a dark liquid called bio-oil. The distribution of pyrolysis products between liquid, char, and gas depends on the process conditions. Fast pyrolysis leads to a high yield of bio-oil compared to other pyrolysis techniques.

In gasification, biomass is converted to synthesis gas (syngas). Many gasification methods have been developed: air-blown and oxygen blown or indirectly-heated and directly-heated. The produced syngas is then cleaned and converted biologically or chemically into different products. Unlike biochemical processes, thermochemical processes are able to effectively convert heterogeneous types of feedstock.

For many of the biorefinery processes, the main contributors to production costs are raw material and capital investment costs. The economies of scale have been identified as a key issue for successful biorefinery implementation: Investment and other fixed costs per unit of produc-

OBJECTIVES

The objectives of the present study are:

- To demonstrate an early stage design methodology for comparing biorefinery process options integrated into an existing pulp and paper mill.
- To show how the availability and quality of biomass can affect the selection of promising biorefinery product-process combinations and their correspondent production capacities.

The methodology was applied to an existing high yield hardwood pulp mill located in eastern Canada. All the steam used in the mill is produced by auxiliary boilers using fuel oil (~20%) or wood residues (~80%), and the electricity is purchased from the local power grid.

METHODOLOGY

The overall approach used in this study was to perform an order of magnitude techno-economic evaluation for the comparison of many biorefinery process options integrated into an existing pulp and paper mill. The evaluation was done using one basis for all design alternatives.

The comparison methodology consists of three steps. First, a biomass inventory around the existing mill was performed and the pertinent types of biomass for the case study mill were identified. Biorefinery process design options using the identified types of biomass and producing different products were then defined. Second, large-block flow diagrams were developed for each process option. The main integration aspects between the existing systems and the biorefinery processes were also defined. Data from published detailed techno-economic evaluation studies was used for mass and energy balances, capital and operating costs estimation. Finally, the profitability of each process option was evaluated as a function of its production capacity.

Biomass feedstock assessment

A geographic information system [15] and published biomass inventory governmental reports [16] were used for the evaluation of biomass availability around the case study mill. The identified pertinent types of biomass for the case study mill are listed in Table I.

The cost of biomass at the mill gate consists of a fixed cost and a variable cost (transportation cost) which depends on

Code	Type of biomass	Description (Content)
WR	Woody residues	<ul style="list-style-type: none"> • Forestry harvesting residues produced annually at commercial forest land. • Mill residues (bark, sawdust, etc.). • Urban wood waste (demolition debris).
AR	Agricultural residues	Cereal straw (wheat, barley and oat).
HW	Hardwood	Round hardwood
SW	Softwood	Round softwood

the biomass hauling distance. The biomass fixed cost includes mainly the cost of the crop, harvesting, biomass storage and biomass loading and unloading.

The model developed by Nguyen et al. [9] has been used as a basis for the biomass transportation cost calculation. The model gives the variable cost of the biomass as a function of the plant capacity using the biomass. The following equation links the transportation cost to the plant capacity:

$$C_{\text{Transport}} = \frac{2}{3} \pi Y a x K b \left(\frac{1}{\eta \pi Y a x} \right)^{1.5} (G)^{1.5} \quad (1)$$

Where $C_{\text{Transport}}$ represents the biomass transportation cost, Y is the biomass yield per unit area per year, a is the fraction of useful land, x is the access to available biomass, K is the transport cost per unit distance and unit mass, b is the ratio of actual road length to direct distance, η is the product yield and G is the plant production capacity.

The biomass distribution in the mill location area was assumed to be uniform. The access to biomass was assumed to be equal to 50% of the available woody and agricultural residues. For hardwood, the access to available biomass is expected to be higher because the mill has already established logistics for hardwood supply. It was assumed that the mill can get 80% of the available hardwood. On the other hand, the access to available softwood is expected to be lower because of many other softwood-using competitors. It was assumed that the mill can get only 40% of the available softwood. The ratio of actual road length to direct distance is fixed to 1.25 for all the identified types of biomass. The transportation cost per unit distance and unit mass K was calculated for each type of biomass using a published method [17]. Three cost items are involved in the transportation cost: labor, equipment and fuel. The transportation was assumed to be truck transportation with a fixed load capacity of 29 tonnes of biomass.

Biorefinery process options

For a systematic assessment of the impacts of biomass availability and quality on the selection of process options, profitability of a certain number of biorefinery processes integrated into the case study mill was analyzed. Three biochemical process options and three thermochemical process options have been selected. The selected biorefinery options were evaluated considering single feedstock scenarios and combined feedstock scenarios. In single feedstock scenarios, each process option uses only one of the identified

The profitability of the two process options is strongly dependent on the total fixed cost of biomass.

types of biomass as a feedstock. Whereas in the combined feedstock scenarios, it was assumed that two types of biomass are supplied to the mill and used intermittently as a feedstock for the selected biorefinery processes.

Biochemical process options

The biochemical route can be used for processing different types of biomass. However it is more suitable for homogeneous feedstock. The use of homogeneous feedstock allows the selection of the appropriate pretreatment technology and the optimization of the pretreatment and hydrolysis process parameters. This improves significantly the conversion efficiency and the production yield. The selected biochemical process options for this study are listed in Table II. Although the considered technologies have been developed for a targeted biomass feedstock, it was assumed that each types of biomass listed in Table I

TABLE II: BIOCHEMICAL PROCESS OPTIONS

Process options	Description of the process configuration - used references	Products
1	Dilute acid prehydrolysis, enzymatic hydrolysis and sugar cofermentation, Ethanol upgrade by distillation and molecular sieve, boiler and turbogenerator for steam and electricity production [18, 19].	<ul style="list-style-type: none"> • Ethanol • Electricity
2-A	Organosolv pretreatment, solvent recovery, enzymatic hydrolysis and sugar cofermentation, Ethanol upgrade by distillation and molecular sieve, boiler and turbogenerator for steam and electricity production [18, 19, 21].	<ul style="list-style-type: none"> • Ethanol • Electricity
2-B	Same as process option 2-A + Lignin recovery using ceramic membranes and PF resin formulation [18, 19, 21, 23].	<ul style="list-style-type: none"> • Ethanol • PF resin • Electricity

can be used by the selected biochemical processes. However, the conversion efficiency is different and it depends on the homogeneity of the feedstock. Different attainable production yields from theoretical yields have been considered for each type of biomass.

The selected biochemical process options are:

1- Ethanol production using dilute acid prehydrolysis, enzymatic hydrolysis and sugars cofermentation, based on the process analysis done by Aden et al. and Wooley et al. [18, 19]. The ethanol production yield was assumed to be 80% of theoretical yield for the homogeneous types of biomass (agricultural residues, hardwood and softwood) and 60% of theoretical yield for the heterogeneous types of biomass (woody residues).

2- Ethanol production using organosolv process. The process configuration of this option is similar to the dilute acid prehydrolysis option but instead of acid pretreatment and the detoxification process steps, organosolv treatment was used together with a solvent recovery step. Organosolv process minimizes the degradation of xylan to furfural and other fermentation inhibitors [20]. The attainable ethanol yield for this option was assumed to be 10% higher than the ethanol yield considered for the acid prehydrolysis option. The developed processes using solvent pretreatment for ethanol production include the Lignol process [21] which uses aqueous solution of ethanol and the CIMV process [22] which uses a mixture of acetic and formic acids as a solvent. In this study, a blend of ethanol and water 50:50 (w/w) is used as a pretreatment solvent. From the organosolv pretreatment process, free-sulfur lignin could also be separated and used as feedstock for chemicals manufacturing.

3- Co-production of ethanol and phe-

nol-formaldehyde resin (PF resin) using the organosolv process. This process configuration is similar to the previous one. However a fraction of the lignin is separated using ceramic membranes and used for PF resin production. It was assumed that only 20%-w of the original wood lignin can be used for PF resin production. Lignin replaces 40%-w of the phenol used in PF resin formulation. For resin formulation, formaldehyde-to-phenol ratio was fixed to 0.72.

Thermochemical process options

Two thermochemical technologies have been considered: steam reforming and fast pyrolysis. The three thermochemical options which have been selected are listed in Table III. The production yields are obtained from literature or adjusted based on the ash content of the biomass feedstock.

The selected thermochemical process options are:

1- Fischer Tropsch (FT) liquids production by steam reforming and full conversion mode synthesis. Electricity is produced using a steam cycle. The tail gas produced in the synthesis reactor is assumed to be used for fossil fuel replacement in the existing pulp mill. The chain growth probability was assumed to be 0.9 which corresponds to liquid fraction selec-

tivity of 91.1%-w.

2- FT-liquids production followed by the separation of FT-waxes. After FT-liquids production process (same as option 3-A), the fraction of FT-waxes is separated using vacuum distillation. By using vacuum distillation, temperature at the bottom of the distillation column can be maintained low. This avoids cracking of the long carbon chains and improves the FT-wax yield.

3- Biomass pyrolysis: The configuration of this process is similar to the configuration of the process studied by Ringer et al. [24]. A fraction of the produced bio-oil is assumed to be used in the existing mill for fossil fuel replacement.

Combined feedstock scenarios

In the combined feedstock scenarios, each process uses two types of biomass as feedstock. These two types of biomass are not mixed but used intermittently. This can be achieved by the installation of a handling system for each type of biomass. The capital cost will increase because of the installation of two biomass handling systems. On the other hand, the biomass transportation cost will decrease because of the decrease of the average biomass hauling distance.

Two combinations of biomass have been selected: (1) combining agricul-

TABLE III: THERMOCHEMICAL PROCESS OPTIONS

Process options	Description of the process configuration - used references	Products
3-A	Steam reforming, syngas cleaning, FT-liquids synthesis (full conversion mode) and electricity production (steam cycle) [25, 26].	<ul style="list-style-type: none"> • FT-liquids • Tail gas • Electricity
3-B	Same as process option 3-A + FT-waxes separation by vacuum distillation [25-27].	<ul style="list-style-type: none"> • FT-liquids • FT-waxes • Tail gas • Electricity
4	Bio-oil production via fast pyrolysis [24].	<ul style="list-style-type: none"> • Bio-oil • Electricity

tural and woody residues, justified by the relatively low fixed cost of those two types of biomass. (2) Combining woody residues and hardwood, which could be promising because the mill has already established logistics for the collection of those two types of biomass. It is also expected that the fixed cost of woody residues will decrease when it is collected simultaneously with hardwood.

Techno-economic evaluation

A conventional techno-economic assessment was used to analyze the impacts of

biomass availability and quality on process selection. The profitability of each process was calculated as a function of its production capacity.

Mass and energy balances

Large-block flow diagrams were developed for all the process options and spreadsheet models were used for mass and energy balances. Detailed process design studies were used as a basis and a source for the needed process data.

TABLE IV: ECONOMIC EVALUATION BASIS

Investment cost	<ul style="list-style-type: none"> • Additional direct investment costs: 9% of the total installed equipment costs. • Total installed costs: Total installed equipment costs + additional direct investment costs. • Indirect investment costs: 30% of total installed costs. • Contingency: 3% of total installed costs. • Working capital: 3% of total capital investment cost.
Fixed operating costs	<ul style="list-style-type: none"> • General overhead: 60% of total salaries • Maintenance: 2% of total installed equipment costs. • Insurance: 1.5% of total installed costs.
Products prices	<ul style="list-style-type: none"> • Ethanol: 2\$/gal. • PF resin: 1\$/kg. • FT-liquids: 1.7\$/gal. • FT-waxes: 3 times FT-liquids price (1.6\$/kg). • The price of bio-oil corresponds to the price of the fossil oil used in the case study mill adjusted by its heating value.
Economic parameters	<ul style="list-style-type: none"> • Income tax rate: 40 %. • Plant life time: 20 years. • Inflation factor: 3%. • Depreciation: 7 years- 200% declining balance depreciation method. • Debt/equity: 0%/100%. Start up: 2012.

TABLE V: SUMMARY OF THE VALUES OF THE MAIN PARAMETERS OF THE BIOMASS COST MODEL

	WR	HW	SW	AR
Crop & Harvesting costs (\$/bdt)	42	75	85	25
Loading/Unloading cost (\$/bdt)*	4	4	4	3
Total fixed cost (\$/bdt)	46	79	89	28
Biomass distribution (bdt/Km ² yr)**	9.92	2.56	9.02	1.16
Access to biomass (% from available)***	50%	80%	40%	50%
Transport cost (\$/bdt Km)	0.123	0.123	0.134	0.087
Ratio of actual road length to direct distance	1.25	1.25	1.25	1.25

*The cost of loading/unloading corresponds to the salary of the truck driver (assuming loading/unloading time of a truck of 2 hours).

**Corresponds to the amount of biomass that can be sustainably collected in one km² each year considering the overall area around the existing mill location (assuming uniform biomass distribution).

***Represents the expected proportion of biomass which the mill can get from the available biomass (it considers the competition by other raw material users, the biomass that has to be left in the land for environmental considerations, and the biomass which can not be collected economically).

Capital investment costs

A capacity-factored method was used for investment costs evaluation. The method gives relatively quick and sufficiently accurate estimates [28] at this design level. This method provides a cost estimate of a new plant based on the cost of a similar plant of a known capacity according to the following equation:

$$C_n = C_f R^x \quad (2)$$

where C_n is the cost of the new plant, C_f is the cost of the similar plant, R is the ratio between the capacities of the two plants, x is the exponent factor.

The method was applied to calculate the installed equipment costs of the major process sections. For each process section, a reference capacity, reference investment costs and exponent factor was obtained from published detailed techno-economic studies.

After the calculation of installed equipment costs, multiplying factors were used to estimate additional direct and indirect costs, contingency and working capital (see Table IV).

Manufacturing costs

Manufacturing costs consist of fixed operating costs, feedstock cost and other variable costs (chemicals, utilities). The feedstock cost as a function of the production capacity was calculated using equation 1. Other variable costs were calculated based on the mass and energy balances. It was assumed that all the process options need the same additional labour. Fixed operating costs are listed in Table IV.

Profitability

After-tax Internal Rate of Return (IRR) is used as a measure of the profitability.

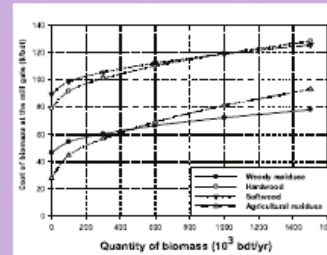


FIG. 1. Biomass supply curves

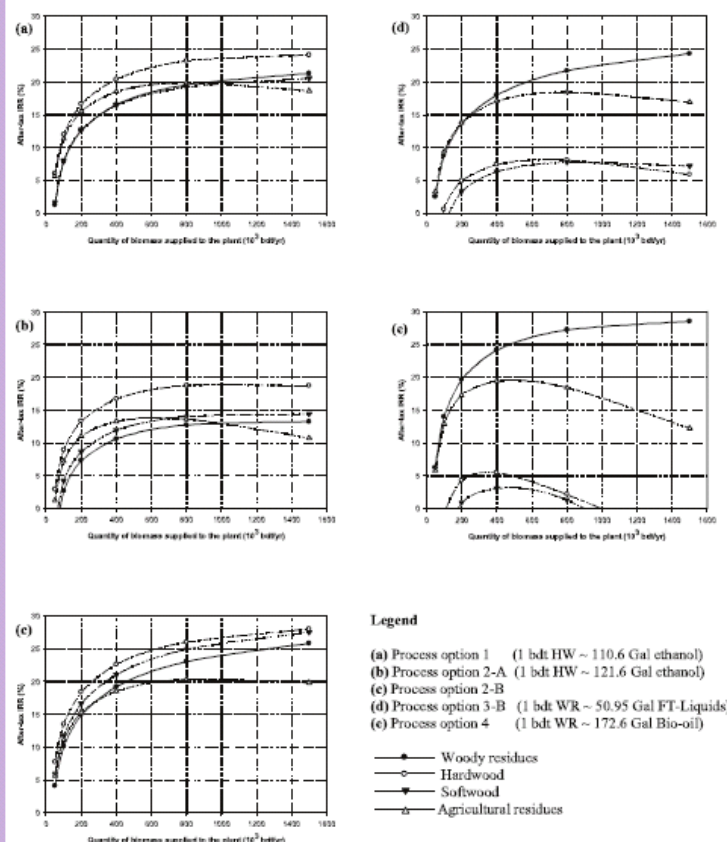


FIG. 2. After-tax IRR of the biorefinery process options as function of plant capacity (single feedstock scenarios)

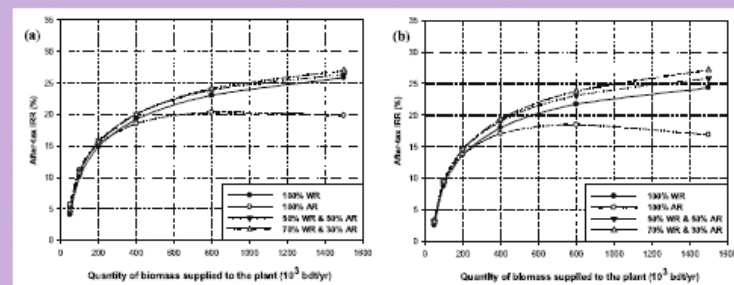


FIG. 3. After-tax IRR of process options ((a): option 2-B, (b): option 3-B) (combination of woody and agricultural residues scenario)

Sensitivity analysis

Sensitivity analysis was performed considering uncertain parameters of the used biomass cost model. The parameters were varied inside an expected interval of variation.

RESULTS AND DISCUSSION

Biomass assessment

Table V summarizes the values of the main parameters of the biomass cost model. Woody residues are the most abundant

biomass in the mill region. Softwood is also abundant compared to the other types of biomass but the mill has low access to the available softwood. Hardwood is not so abundant, but the mill can get a large quantity of the available hardwood. Agricultural residues are the least available type of biomass; however, they have the lowest fixed cost.

Figure 1 shows the unit cost of the selected types of biomass at the mill gate. The total cost varies as a function of biomass capacity usage. Agricultural residues have the lowest total unit cost, but when the biomass quantity exceeds 500,000 bdt/yr, the unit cost of woody residues becomes lower. Agricultural residues have the highest variable cost. This is because of its low availability and the need to go far for their collection. Hardwood and softwood have the highest unit cost. This is due to their relative high fixed cost.

Single feedstock scenarios

Fig. 2 (a, b, c) shows the results of the profitability evaluation of the biochemical process options considering the single feedstock scenarios. Hardwood seems to be the suitable feedstock for all the process options. The profitability is higher when hardwood is used as a feedstock. This is due mainly to the high yield of ethanol per bone dry tonne of hardwood. For ethanol production using dilute acid prehydrolysis, the suitable plant size is about 800,000 bdt/yr of biomass (production capacity about 68 MMGPY of ethanol) when agricultural residues are used, but it is higher than 1,000,000 bdt/yr of biomass for the three other types of biomass. The after-tax IRR varies between 18 to 24% depending on the type of biomass used.

Production of ethanol using the organosolv pretreatment process shows similar profitability behavior to those found for the dilute acid process option. However, the after-tax IRR is lower and varies between 12 to 18%. The profitability of the organosolv process option is highly improved when a fraction of lignin is separated and used for PF resin production. The after-tax IRR increases by more than 10 units for many cases (see Fig. 2 (c)). On the other hand, the suitable production capacity becomes higher.

The results of the evaluation of the thermochemical process options for single feedstock scenarios are shown in Fig. 2 (d, e). The production of FT-liquids

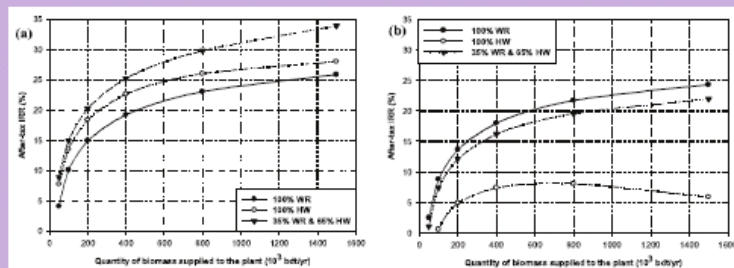


FIG. 4. After-tax IRR of process options ((a): option 2-B, (b): option 3-B) (combination of woody residues and hardwood scenario)

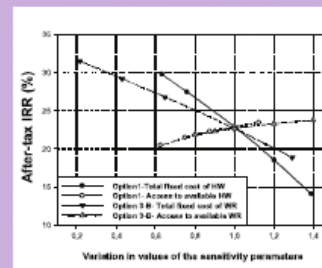


FIG. 5. Illustrative example of sensitivity analysis results

TABLE VI: SENSITIVITY ANALYSIS

Process options	Bio-mass	Sensitivity parameters	Value in base case	Value range
Option 1 (80 MMGPY Ethanol)	HW	Total fixed cost (\$/bdt)	79	50-110
		Access to available biomass (%)	80	50-90
Option 3-B (50 MMGPY FTL)	WR	Total fixed cost (\$/bdt)	46	10-60
		Access to available biomass (%)	50	40-70

is not profitable whatever the type of biomass used, whereas, the separation of the FT-waxes — which is a high value-added product — improves significantly the profitability of the FT-liquids production process (see Fig. 2 (d)). Unlike the biochemical options, the use of low-grade types of biomass shows higher profitability. The after-tax IRR for woody residues as feedstock are higher than 24% for large production capacities. Similar behavior was found for the pyrolysis option: The process is not profitable when hardwood or softwood is used, but it becomes profitable when low-grade types of biomass (woody and agricultural residues) are used, especially for large capacities.

Combined feedstock scenarios

Results for the combined feedstock scenarios are shown in the Figs. 3 and 4. Figure 3 shows examples of the results related to the use of a combination of woody and agricultural residues as feedstock. It can be seen in Fig. 3 (a) that combining the two types of biomass does not improve significantly the profitability of the ethanol and PF resin co-production using the organosolv process. Similar results were found for all the selected biochemical process options. This is due mainly to the increase of the investment costs needed for the installation of two biomass handling

systems. Using 100% hardwood as a feedstock is more profitable (see Fig. 2).

For the thermochemical process options, the improvement of the profitability by combining the two types of biomass seems to be more significant. Fig. 3 (b) shows that the profitability of the production of FT-liquids followed by FT-waxes separation is improved by combining woody and agricultural residues. Suitable plant size was also affected and became higher. The increase in profitability is due to the decrease in biomass transportation cost. Figure 3 (b) shows also that different combinations of the two types of biomass lead to different profitability. It is therefore important to identify the appropriate biomass combination for each process option.

Example results for a combination of woody residues and hardwood are shown in Fig. 4. For this feedstock combination, it was assumed that the fixed cost of woody residues (forest residues) which is harvested jointly with hardwood is lowered by 30\$/bdt from separate residues harvesting. This fraction of forest residues represents about 54% of the harvested hardwood (a tree contains approximately 65% round hardwood and 35% residues).

Although the woody residues can be obtained with a low cost, the results show

that this biomass combination is not promising for thermochemical options (Fig. 4 (b)). The use of 100% woody residues is more profitable (see Fig. 2).

Opposite results were found for the biochemical options. Fig. 4 (a) shows that the profitability of ethanol and PF resin co-production using the organosolv process is significantly improved by combining the two types of biomass.

Sensitivity analysis

There are many uncertain process and cost parameters which can strongly affect the profitability of the biorefinery process options and their appropriate production capacities. In the present study, sensitivity analysis was made considering only the critical parameters which affect the cost of feedstock: Biomass fixed cost and the access to the available biomass were selected. These two parameters are considered as the most uncertain parameters of the used feedstock cost model. The fixed cost of biomass constitutes a big part of the delivered biomass total cost, while the access to the available biomass affects the feedstock collection distance, and therefore, the biomass variable cost.

Examples of sensitivity analysis for two selected biorefinery processes considering the two selected sensitivity parameters are summarized in Table VI. To represent all possible variations of these uncertain parameters, wide ranges of variation were selected.

Fig. 5 shows the results of the sensitivity analysis. The profitability of the two process options is strongly dependent on the total fixed cost of biomass. However, the profitability of the two process options is slightly sensitive to variations in the access to the available biomass.

CONCLUSIONS

The study presented the techno-economic evaluation of a range of biorefinery process options integrated into an existing pulp and paper mill. The study highlights the importance of the availability and quality of biomass in the selection of process options and their production capacities.

The assessment described the types of biomass having different quality and availability that could be used by the case study mill as a feedstock for biorefinery. The economic evaluation showed that the profitability of the biorefinery options is strongly dependent on these.

For this particular case study mill and under the specific assumptions made, the results show that:

Woody residues were the most abundant type of biomass in the mill region and had the lowest total unit cost if the biomass usage exceeded 500,000 bdt/yr.

Agricultural residues were the least available type of biomass and had the highest variable cost.

For the single feedstock scenarios, hardwood is the most suitable feedstock for the biochemical process options. The IRR of ethanol and PF resin co-production using the organosolv process was found to be over 26% for large capacities and when hardwood is used.

For the thermochemical process options, woody residues were found to be the most appropriate feedstock. This is due in large part to the ability of thermochemical processes to convert low-grade heterogeneous types of feedstock with a good yield. The after-tax IRR of fast pyrolysis process was found to be higher than 28% for large capacities and when woody residues are used.

The profitability of the ethanol production processes can be significantly improved when another added-value product is co-produced with ethanol. For example, the IRR of the organosolv process increased by more than 10 units when PF resin was co-produced.

For the combined feedstock scenarios, the results show that combining hardwood and woody residues as a feedstock can improve returns for biochemical process options.

For the thermochemical process options, combination of low-grade types of biomass (woody and agricultural residues) is more profitable.

The sensitivity analysis showed that variations in the biomass fixed cost and access to available biomass affect the profitability of all the process options.

This case study demonstrated an early stage design methodology for the comparison of several significantly different IFBR process options. Critical factors related to the quality and availability of biomass were used for the identification and screening-out of less promising IFBR process options.

The results of this techno-economic assessment are valid only in the context of the comparison of biorefinery process options at early design stage, for the assumptions made in the case study. Caution should be used in the generalized interpretation of the results.

ACKNOWLEDGEMENTS

This work was supported by the Natural Sciences and Engineering Research Council of Canada (NSERC) Environmental Design Engineering Chair at École Polytechnique de Montréal. The case study mill is gratefully acknowledged.

REFERENCES

1. THORP, B., Biorefinery offers industry leaders business model for major change. *Pulp & Paper*, 2005. 79(11): p. 35-39.
2. STUART, P., The forest biorefinery: Survival strategy for Canada's pulp and paper sector? *Pulp and Paper Canada*, 2006. 107(6): p. 13-16.
3. VAN HEININGEN, A., Converting a kraft pulp mill into an integrated forest biorefinery. *Pulp and Paper Canada*, 2006. 107(6): p. 38-43.
4. WISING, U. and P. STUART, Identifying the Canadian forest biorefinery. *Pulp and Paper Canada*, 2006. 107(6): p. 25-30.
5. HYTONEN, E. and P.R. STUART, Integrating bioethanol production into a Kraft pulp mill - Technology assessment. *Pulp and Paper Canada*, 2009. 110 (5/6): p. 25-31.
6. EGGEMAN, T. and R.T. ELANDER, Process and economic analysis of pretreatment technologies. *Bioresource Technology*, 2005. 96(18 SPEC. ISS.): p. 2019-2025.
7. WYMAN, C.E., et al., Comparative sugar recovery and fermentation data following pretreatment of poplar wood by leading technologies. *Biotechnology Progress*, 2009. 25(2): p. 333-339.
8. MABEE, W.E. and J.N. SADDLER, The potential of bioconversion to produce fuels and chemicals. *Pulp and Paper Canada*, 2006. 107 (6): p. 34-37.
9. NGUYEN, M.H. and R.G.H. PRINCE, A simple rule for bioenergy conversion plant size optimisation: Bioethanol from sugar cane and sweet sorghum. *Biomass and Bioenergy*, 1996. 10 (5/6): p.361-365.
10. JACK, M.W., Scaling laws and technology development strategies for biorefineries and bioenergy plants. *Bioresource Technology*, 2009. 100(24): p. 6324-6330.
11. WRIGHT, M. and R.C. BROWN, Establishing the optimal sizes of different kinds of biorefineries. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 2007. 1(3): p. 191-200.
12. WERPY, T.A., J.E. HOLLADAY, and J. J.F. WHITE, Top Value Added Chemicals From Biomass: I. Results of Screening for Potential Candidates from Sugars and Synthesis Gas. 2004, Pacific Northwest National Laboratory (PNNL).
13. HOLLADAY, J.E., et al., Top Value-Added Chemicals from Biomass - Volume II - Results of Screening for Potential

Candidates from Biorefinery Lignin. 2007, Pacific Northwest National Laboratory (PNNL).

14. COHEN, J., et al., Critical analysis of emerging forest biorefinery (FBR) technologies for ethanol production. *Pulp and Paper Canada*, 2010. 111(3): p. 24-30.
15. Biomass Inventory Mapping and Analysis Tool. Available from: <http://atlas.agr.gc.ca/agmat/>.
16. Québec's Forest Resources and Industry: A statistical report 2009 edition. Available from: <http://www.mrnf.gouv.qc.ca/english/publications/forest/publications/statistics/>.
17. ARTHUR D. LITTLE, I., Aggressive Growth in the Use of Bio-derived Energy and Products in the United States by 2010. 2001.
18. ADEN, A., et al., Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover. 2002, National Renewable Energy Laboratory (NREL).
19. WOOLEY, R., et al., Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis Current and Futuristic Scenarios. 1999, National Renewable Energy Laboratory (NREL).
20. KOOTSTRA, A.M.J., et al., Comparison of dilute mineral and organic acid pretreatment for enzymatic hydrolysis of wheat straw. *Biochemical Engineering Journal*, 2009. 46(2): p. 126-131.
21. PAN, X., et al., Biorefining of softwoods using ethanol organosolv pulping: Preliminary evaluation of process streams for manufacture of fuel-grade ethanol and co-products. *Biotechnology and Bioengineering*, 2005. 90(4): p. 473-481.
22. DELMAS, M. and B. BENJELLOUN-MLAYAH, The first biomass refinery for the production of pulp, lignins and C5 sugars at industrial scale from annual plants and hard wood. 62nd Appita Annual Conference and Exhibition. 2008: p. 41-45.
23. JONSSON, A. S. and O. WALLBERG, Cost estimates of kraft lignin recovery by ultrafiltration. *Desalination*, 2009. 237(1-3): p. 254-267.
24. RINGER, M., V. PUTSCHE, and J. SCAHILL, Large-Scale Pyrolysis Oil Production: A Technology Assessment and Economic Analysis. 2006, National Renewable Laboratory (NREL).
25. TIJMESEN, M.J.A., et al., Exploration of the possibilities for production of Fischer Tropsch liquids and power via biomass gasification. *Biomass and Bioenergy*, 2002. 23(2): p. 129-152.
26. PHILLIPS, S., et al., Thermochemical Ethanol via Indirect Gasification and Mixed Alcohol Synthesis of Lignocellulosic Biomass. 2007, National Renewable Energy Laboratory (NREL).
27. PETERS, M.S., K.D. TIMMERHAUS, and R.E. WEST, Plant design and economics for chemical engineers. 5th ed. ed. 2003, Boston: MacGraw-Hill.
28. DYSERT, L.R., Sharpen Your Cost Estimating Skills. *Cost Engineering*, 2003. 45(6): p. 22-30.

Keywords: FOREST BIOREFINERY, INTEGRATED PULP AND PAPER MILL, TECHNO-ECONOMIC ASSESSMENT, BIOMASS ASSESSMENT, BIOMASS AVAILABILITY, BIOMASS QUALITY.

Resumé: L'objectif de cette étude est d'évaluer l'impact de la disponibilité et de la qualité de la biomasse sur le choix de combinaisons produit-procédé de bioraffinage prometteuses pour une usine existante de pâte et papiers au stade préliminaire du processus de conception de procédé. Les types de biomasse disponibles autour de l'usine de l'étude de cas ont été identifiés et les courbes d'approvisionnement en biomasse ont été développées. La rentabilité de nombreuses options de procédé de bioraffinage produisant différents bioproduits a été évaluée en utilisant des méthodes techno-économiques classiques. Les résultats ont montré que la rentabilité des procédés thermochimiques est fortement dépendante à l'accès à une biomasse abondante et de faible coût, tandis que pour les procédés biochimiques, la qualité de la biomasse affecte fortement leur rentabilité.

ANNEXE 4 - Hypothèses et bases de l'évaluation économique des options intimement intégrées

Hypothèses générales
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Il n'y a pas d'impacts négatifs sur le procédé de base après l'implantation de la bioraffinerie. ▪ Les propriétés physiques de la liqueur noire et de la lignine contenue dans la liqueur noire sont supposées être les mêmes que celles trouvées dans le contexte des usines Kraft. ▪ Il n'y a pas d'impact sur les pertes en cellulose dans les lessiveurs et sur les propriétés de la pâte après l'intégration du procédé VPP. ▪ Les aspects d'intégration du LignoBoost et de VPP sont supposés être les mêmes que ceux définis pour les usines Kraft. ▪ Les informations nécessaires pour les bilans de masse et d'énergie de la bioraffinerie sont prises de la littérature. ▪ La lignine produite est utilisée comme combustible dans les chaudières à résidus.
Coûts d'investissement
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Les équations de mise à l'échelle pour le calcul du coût total des équipements installés de LignoBoost et des sections majeures de VPP sont prises de la littérature.
Coûts d'opération
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Nombre de jour d'opération: 350 jours/année (8400 heures). ▪ Les coûts fixes dans le procédé de base et les frais généraux de production sont supposés rester constants après l'augmentation de production. ▪ Aucun travailleur supplémentaire (les employés de l'usine sont supposés être en mesure de faire fonctionner la bioraffinerie) ▪ Le coût d'entretien est pris égal à 2% du coût total des équipements installés. ▪ Le coût d'assurance est pris égal à 1,5% du coût total des équipements installés. ▪ Les prix des matières premières et des produits sont fournis par l'usine ou sont pris de la littérature.
Autres paramètres économiques
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Financement: 100% par des capitaux propres. ▪ Amortissement global des installations : 200% DDB sur 7 ans. ▪ Durée de vie économique du projet: 20 ans. ▪ Période d'investissement: Tout l'investissement est fait en première année (2012). ▪ Taux d'inflation moyen : 3%. ▪ Taux d'impôt (fédéral et provincial): 40%. ▪ Le fonds de roulement n'est pas récupéré. ▪ Il n'y a pas de valeur résiduelle de l'investissement après 20 ans.

ANNEXE 5 - Bases pour l'établissement des bilans de masse et d'énergie des options LignoBoost et VPP

LignoBoost (référence [20])	
Dioxyde de carbone	0,275 t de CO ₂ /t de lignine séparée
Acide sulfurique	0,1 t de H ₂ SO ₄ /t de lignine séparée
Soda	0,057 t de NaOH/t de lignine séparée
Électricité	80 kWh/t de lignine séparée
Eau ajoutée au système	2,6 t d'eau/t de lignine séparée

VPP (référence [42])	
Produits	
Éthanol (t/ t extrait)	0,18
Éthanol (gal/ t d'extrait)	61,03
Acide acétique (t/ t d'extrait)	0,21
Furfural (t/ t d'extrait)	0,0042
Matières premières/ Énergie	
Acide sulfurique (t/t d'éthanol)	2,20
Anthraquinone (t/t d'éthanol)	0,03
Chaux (t/t d'éthanol)	1,35
Gypse (t/t d'éthanol))	4,10
Eau de refroidissement (t/t d'éthanol)	84,6
Électricité (kWh/t d'éthanol)	473,1
Vapeur pour l'extraction (MJ/t d'extrait)	1,04
Vapeur pour production d'éthanol (MJ/t d'éthanol)	14,9

ANNEXE 6 - Les équations de mise à l'échelle du LignoBoost et des différentes sections du procédé VPP

Sections	Équations de mise à l'échelle
Procédé LignoBoost	
Précipitation, filtration et lavage	$C = 17399,3 * (C_{\text{lignin}(t/\text{annee})})^{0,6}$
Procédé VPP	
Cuve d'extraction	$C = 11393,6 * (C_{\text{EOH}(t/\text{annee})})^{0,65}$
Évaporation et concentration d'extrait	$C = 62912,4 * (C_{\text{EOH}(t/\text{annee})})^{0,36}$
Hydrolyse acide + Extraction liquide-liquide	$C = 8059,5 * (C_{\text{EOH}(t/\text{annee})})^{0,68}$
Fermentation	$C = 155,75 * (C_{\text{EOH}(t/\text{annee})})^{0,97}$
Purification d'éthanol	$C = 1069,6 * (C_{\text{EOH}(t/\text{annee})})^{0,62}$
Stockage d'éthanol	$C = 1069,6 * (C_{\text{EOH}(t/\text{annee})})^{0,62}$
Traitements des eaux usées	$C = 9959,8 * (C_{\text{EOH}(t/\text{annee})})^{0,6}$
Utilités	$C = 712,31 * (C_{\text{EOH}(t/\text{annee})})^{0,75}$

ANNEXE 7 - Coûts d'investissement directs additionnels et coûts indirects

Éléments de coûts	Description	Quantité
Les coûts directs additionnels		
Entrepôts	Bâtiments et hangars utilisés pour le rangement et le stockage des matières premières et des produits finis	01% du coût total des équipements installés
Aménagement de terrain	Comprend les sondages du sol, terrassement du terrain, l'assainissement, le pavage des routes, etc.	8% du coût total des équipements installés
Les coûts indirects		
Dépenses relative au domaine et frais juridiques	Consommables, petit matériel, location d'outils et de services, construction d'installations temporaires, assurances et honoraires pour les entrepreneurs, etc.	20% du coût total de l'installation*
Construction	Ingénierie et supervision, tous les frais accessoires pour l'achat et la construction.	20% du coût total de l'installation
Autres coûts	Comprend tous les autres coûts comme les coûts de mise en service, matériel de transport, des conteneurs d'expédition en vrac, rémunération des heures supplémentaires durant la construction, les droits appliqués sur l'importation du matériel, etc.	10% du coût total de l'installation
Contingences	Toutes autres dépenses imprévues	30% du coût total de l'installation
Fonds de roulement	Valeur des matières premières et des stocks de produits finis, ainsi que la valeur de produits semi-finis	03% du coût total de l'investissement**
<p>*Le coût total de l'installation représente la somme du coût total des équipements installés et des coûts directs additionnels</p> <p>** Le coût total de l'investissement représente la somme du coût total de l'installation et des coûts indirects</p>		

ANNEXE 8 - Développement détaillé du modèle utilisé pour l'évaluation du coût de transport de la biomasse

Le modèle développé par Nguyen et al. [36] a été utilisé comme base pour le développement du modèle de coût de biomasse.

Considérant une récolte de biomasse sur une surface circulaire autour de l'usine allant d'une distance z à une distance $(z + dz)$

La quantité de biomasse récoltée en tonnes anhydres par année est :

$$dM = 2 \pi x Y a z dz$$

$$dM = 2 \pi x \rho z dz$$

Avec : Y: Rendement en biomasse par unité de surface utile (**t.a./km²*année**)

a: Fraction de la surface utile pour la récolte (%)

x : Taux d'accès à la biomasse disponible (%)

$\rho = Y a$: Densité de distribution de la biomasse. Elle représente la masse totale de la biomasse collectée par année et par unité de surface (**t.a./km²*année**)

Le coût du transport est :

$$dC_{transport} = 2 \pi x Y a K b z dz$$

Avec :K: Coût de transport par unité de distance et par unité masse (**\$ /t.a.*km**)

(K Prend en considération les deux trajets du camion : l'allée et le retour)

b: Rapport de la longueur réelle de la route par rapport à la distance directe. Ce rapport est considéré constant.

$$\varepsilon = \frac{1}{b} : \text{Facteur de tortuosité}$$

Le coût total du transport pour toute la biomasse d'une distance Z de l'usine est :

$$C_{transport} = \int_0^z 2\pi Y a k b x z^2 dz = \frac{2}{3} \pi Y a k b x z^3 \quad (\$/\text{année})$$

La quantité totale de la biomasse pour cette distance est :

$$M = \int_0^z 2\pi a Y x z dz = \pi a Y x z^2 \quad (\text{t.a./année})$$

La capacité de l'usine P est donnée par :

$$P = M \eta \quad (\text{tonne de produit/année})$$

Avec η : Rendement en produit à partir de la biomasse (**tonne produit/t.a. biomasse**)

On trouve la distance de collecte de la biomasse nécessaire pour une capacité G de l'usine est :

$$z = \left(\frac{P}{\eta \pi x Y a} \right)^{0.5}$$

Le coût du transport de la biomasse en fonction de la capacité de l'usine est la suivante :

$$C_{transport} = \frac{2}{3} \pi x Y a K b \left(\frac{P}{\eta \pi x Y a} \right)^{1.5}$$

$$C_{transport} = \frac{2}{3} \pi Y a k b \left(\frac{1}{\eta \pi Y a} \right)^{1.5} (P)^{1.5}$$

Coût de transport par unité de distance et par unité masse

$$K = K_{carburant} + K_{maind'oeuvre} + K_{equipement}$$

$$K_{carburant} = \frac{2 * p_{carburant}}{Cap_{camion} * (1 - humidite) * Econ_{camion}} \quad (\$/\text{Km t.a.})$$

Avec : $p_{carburant}$: Coût du carburant (**\$/litre**)

Cap_{camion} : Capacité d'un camion (**tonne**)

$Humidite$: Humidité de la biomasse (%)

$Econ_{camion}$: Distance parcourue en consommant un litre de carburant (**km/litre**)

Le facteur 2 signifie l'aller et le retour du camion

$$K_{maind'oeuvre} = \frac{2 * t_{trajet} * p_{chauffeur}}{Cap_{cam}(1 - humidite) * h_{travail}} \quad (\$/Km \text{ t.a.})$$

$$K_{equipement} = \frac{N_{camions} * \left(\frac{(P_{camion} - P_{fin usage})}{T_{vie}} \right) + P_{maint}}{Cap_{cam}(1 - humidite) * N_{trajet} * \bar{D}_{trajet}}$$

Avec : t_{trajet} durée moyenne d'1 km de trajet (**heure/km**)

\bar{D}_{trajet} : Distance moyen d'un trajet (**km**)

N_{trajet} : Nombre de trajets pour transporter la biomasse par année

$p_{chauffeur}$: Salaire annuel du chauffeur (**\$/année**)

$h_{travail}$: Nombre d'heure de travail de chauffeur par année (**hr/année**)

$$\bar{D}_{trajet} = \frac{bx}{\sqrt{2}}$$

$$N_{trajet} = 2 * \left(\frac{M}{Cap_{cam} * (1 - Humidite)} \right) \quad (\$/Km \text{ t.a.})$$

Avec : $N_{camions}$ Nombre de camions utilisés

P_{camion} Prix d'achat d'un camion

P_{maint} : Coûts de maintenance (pièces + huile) (**\$/année**)

$p_{fin usage}$ Prix de fin d'usage du camion

T_{vie} : Durée de vie d'un camion

$$N_{camions} = \frac{N_{trajet} * \bar{D}_{trajet}}{Max_{annee}}$$

$Max_{journee}$: Maximum distance qu'un camion peut parcourir par année

On trouve

$$K_{equipement} = \frac{((P_{camion} - P_{fin\ usage}) / T_{vie}) + P_{maint}}{Cap_{cam}(1 - humidite) * Max_{annee}} \text{ (\$/Km t.a.)}$$

Paramètre du calcul

Paramètre	Valeur
Humidité du bois dur (%)	0,40
Humidité du bois mou (%)	0,45
Humidité des résidus de bois (%)	0,40
Humidité des résidus agricoles (%)	0,15
Capacité d'un camion (tonne)	29
Coût du carburant (\$/litre)	1
Economie du camion (km/litre)	2,55
Vitesse moyenne du camion (Km/hr)	50
Prix d'un camion neuf (\$)	148 000
Prix de fin d'usage u camion (\$)	14 000
Maximum distance parcourue par année par un camion (Km)	160 000
Coûts de maintenance d'un camion (\$/année)	1300
Durée de vie d'un camion (année)	10
Paie du chauffeur (\$/année)	97 000
Nombre d'heure de travail par année	3 120

ANNEXE 9 - Bases d'évaluation économique des options de bioraffinage quasi autonomes

Coûts d'investissement	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Les coûts d'investissement directs additionnels: 9% du total des coûts des équipements installés. ▪ Coût total d'installation: Total des coûts des équipements installés + Coûts d'investissement directs additionnels. ▪ Coûts d'investissement indirects: 30% Coût total d'installation. ▪ Contingences: 3% du coût total d'installation. ▪ Fond de roulement: 3% du coût d'investissement total.
Coûts fixes d'opération	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Frais généraux de fabrication: 60% du total des salaires. ▪ Maintenance: 2% du total des coûts des équipements installés. ▪ Assurance: 1.5% du coût total d'installation.
Prix des produits	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Éthanol: 2\$/gal. ▪ Résine PF: 1\$/kg. ▪ Liquide FT: 1.7\$/gal. ▪ Sires FT: 3 fois prix du liquide FT (1.6\$/kg). ▪ Le prix du bio-huile correspond au prix de l'huile fossile utilisée dans l'usine de l'étude de cas ajusté par son pouvoir calorifique.
Paramètres économiques	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Financement: 100% par des capitaux propres ▪ Amortissement global des installations : 200% DDB sur 7 ans ▪ Durée de vie économique du projet: 20 ans ▪ Période d'investissement: Tout l'investissement est fait en première année (2012). ▪ Taux d'inflation moyen : 3%. ▪ Taux d'impôt (fédéral et provincial): 40%. ▪ Le fonds de roulement n'est pas récupéré. ▪ Il n'y a pas de valeur résiduelle de l'investissement après 20 ans.

ANNEXE 10 - Méthode de développement d'équations de mise à l'échelle pour le calcul des coûts des équipements installés des sections de procédé des options de bioraffinage quasi autonomes.

Cette méthode a été utilisée par Mitchell et al. [73] pour développer des équations de mise à l'échelle d'un procédé biochimique de production d'éthanol en se basant sur l'étude détaillée faite au laboratoire LNER par Wooley et al. [33]

La méthode consiste dans les étapes suivantes :

1. Pour chaque pièce d'équipement, voir son coût dans la littérature et actualiser le coût de l'équipement en considérant le rapport des valeurs des indices de coûts reliés à l'année d'origine du coût et à l'année considérée pour la construction du procédé.
2. Pour chaque type d'équipement, calculer son coût pour une capacité doublée et pour la moitié de capacité en utilisant les données publiées dans la littérature.
3. Pour chaque type d'équipement de la section de procédé considérée, identifier le nombre d'équipement en opération requis et le nombre d'équipement en réserve nécessaire.
4. Multiplier les coûts de l'équipement par le nombre d'unités nécessaires (nombre d'équipements en opération et nombre d'équipements en réserve)
5. Multiplier les coûts trouvés par le facteur d'installation pris de la littérature pour trouver les coûts des équipements installés pour les différentes capacités (capacité d'origine, capacité doublée et la moitié de capacité).
6. Faires l'addition pour trouver le coût des équipements installés total pour la section considérée et pour les différentes capacités.
7. Une fois qu'on a calculé le coût d'une section pour 3 capacités différentes, il est facile de calculer l'exposant de l'équation de mise à l'échelle et de développer ainsi l'équation du coût d'une section en fonction de la production ou en fonction la quantité de biomasse traitée.

Dans cette étude, les équations de mise à l'échelle pour les sections de prétraitement et de traitement donnent les coûts des équipements installés en fonction de la quantité de biomasse

traitée. Pour la section de purification et stockage du produit, les coûts des équipements installés sont donnés en fonction de la quantité du produit fabriqué.

ANNEXE 11 - Exemple de développement d'une équation de mise à l'échelle (Saccharification & fermentation) (référence : [41]).

Equipment Number	Equipment Name	Number Required	Number Spares	Original Size Ratio	Size Ratio Doubled Capacity	Size Ratio Half Capacity	Original Equip Cost (per unit)	CEPCI Base Year	CEPCI 2008	Total Original Equip Cost (Req'd & Spare) in Base year	Scaling Exponent	Scaled original Capacity in base year	Scaled double Capacity in base year	Scaled half Capacity in base year	Installation Factor	original capacity plant installed cost 2008	double capacity plant installed cost 2008	half capacity plant installed cost 2008
A-300	Fermentor Agitator	10	0	1	2,0	0,5	19676	382	575	196760	1	196760	393520	98380	1,2	355931	711861	177965
A-301	Seed Hold Tank Agitator	1	0	0,99	2,0	0,50	12551	382	575	12551	0,51	12487	17782	8769	1,2	22588	32167	15862
A-304	4th Seed Vessel Agitator	2	0	0,99	2,0	0,50	11700	387	575	23400	0,51	23280	33152	16348	1,2	41590	59227	29206
A-305	5th Seed Vessel Agitator	2	0	0,99	2,0	0,50	10340	382	575	20680	0,51	20574	29299	14448	1,2	37218	53000	26135
A-306	Beer Surge Tank Agitator	2	0	1,18	2,4	0,59	48700	390	575	97400	0,51	105979	150919	74421	1,2	187872	267539	131928
A-310	Sacc.Tank Agitator	10	0	1	2,0	0,50	19676	382	575	196760	1	196760	393520	98380	1,2	355931	711862	177965
F-300	Ethanol Fermentor	5	0	1	2,0	0,50	493391	390	575	2466955	1	2466955	4933910	1233478	1,2	4373256	8746511	2186628
F-301	1st Seed Fermentor	2	0	1	2,0	0,50	14700	387	575	29400	1	29400	58800	14700	2,8	122554	245107	61277
F-302	2nd Seed Fermentor	2	0	1	2,0	0,50	32600	387	575	65200	1	65200	130400	32600	2,8	271785	543571	135893
F-303	3rd Seed Fermentor	2	0	1	2,0	0,50	81100	387	575	162200	1	162200	324400	81100	2,8	676128	1352257	338064
F-304	4th Seed Fermentor	2	0	0,99	2,0	0,50	39500	387	575	79000	0,93	78265	149117	41078	1,2	139820	266396	73386
F-305	5th Seed Fermentor	2	0	0,99	2,0	0,50	147245	390	575	294490	0,51	292984	417224	205740	1,2	519383	739628	364723
H-300	Fermentation Cooler	5	1	1,97	3,9	0,99	4000	387	575	24000	0,78	40728	69936	23719	2,1	127331	218644	74153
H-301	Hydrolyzate Heater	1	1	2,49	5,0	1,25	19040	382	575	38080	0,68	70813	113452	44199	2,1	224171	359153	139920
H-302	Sacch.Slurry Cooler	3	0	0,85	1,7	0,43	25409	390	575	76227	0,78	67151	115308	39107	2,1	208323	357718	121320
H-304	4th Seed Fermentor Coil	1	0	1,51	3,0	0,76	3300	387	575	3300	0,83	4646	8259	2613	1,2	8300	14754	4669
H-305	5th Seed Fermentor Coil	1	0	1,51	3,0	0,76	18800	387	575	18800	0,98	28155	55535	14274	1,2	50299	99212	25500
H-310	Fermentation Cooler	5	1	0,07	0,1	0,04	4000	387	575	24000	0,78	3016	5178	1756	2,1	9428	16189	5491
P-300	Ferm. Rec./Trans.Pump	5	1	1,97	3,9	0,99	8000	387	575	48000	0,79	82011	141802	47430	2,8	341860	591101	197713
P-301	Seed Hold Transfer Pump	1	1	0,99	2,0	0,50	22194	390	575	44388	0,7	44077	71603	27132	1,4	91159	148089	56115
P-302	Seed Transfer Pump	2	0	0,99	2,0	0,50	54088	390	575	108176	0,7	107418	174500	66123	1,4	222160	360900	136756
P-306	Beer Transfer Pump	1	1	1,18	2,4	0,59	17300	387	575	34600	0,79	39433	68183	22806	2,8	164377	284220	95067
P-310	Sacc. Rec./Trans.Pump	5	1	0,07	0,1	0,04	8000	387	575	48000	0,79	5873	10155	3397	2,8	24482	42331	14159
T-301	Seed Hold Tank	1	0	0,99	2,0	0,50	161593	390	575	161593	0,51	160767	228940	112894	1,2	284997	405850	200131
T-306	Beer Storage Tank	1	0	1,18	2,4	0,59	237700	390	575	237700	0,71	267341	437317	163431	1,2	473924	775247	289720
T-310	Saccharification Tank	5	0	1	2,0	0,50	493391	390	575	2466955	1	2466955	4933910	1233478	1,2	4373256	8746511	2186628
																13708124	26149048	7266373

**ANNEXE 12 - Exemple d'équations de mise à l'échelle développées pour
l'option considérant la production d'éthanol par traitement avec acide dilué en
utilisant les résidus agricoles comme matière première.**

Sections du procédé	Pièces d'équipement principales	Équation de mise à l'échelle
Feed Handling (Area 100)	<ul style="list-style-type: none"> - Conveyors - Shredder 	$C = 62437,3 * (C_{\text{Biomass}})^{0,68}$
Pretreatment (Area 200)	<ul style="list-style-type: none"> - Prehydrolysis/Screw Feeder/Reactor - Pneumapress Filter 	$C = 365990,9 * (C_{\text{Biomass}})^{0,61}$
Saccharification & Fermentation (Area 300)	<ul style="list-style-type: none"> - Ethanol Fermentor - Saccharification Tank 	$C = 12261,3 * (C_{\text{Biomass}})^{0,92}$
Distillation and Solids Recovery (Area 500)	<ul style="list-style-type: none"> - Evaporator effects - Molecular Sieve - Pneumapress Filter 	$C = 1020908,7 * (C_{\text{EtOH}})^{0,67}$
Waste water Treatment (Area 600)	<ul style="list-style-type: none"> - Aerobic Digester - Aerobic Lagoon Agitator 	$C = 43879,6 * (C_{\text{Biomass}})^{0,61}$
Storage (Area 700)	<ul style="list-style-type: none"> - Ethanol Product Storage Tank - Cellulase Storage Tank - Fire water Storage Tank 	$C = 109176,5 * (C_{\text{EtOH}})^{0,63}$
Burner/Boiler Turbogenerator (Area 800)	<ul style="list-style-type: none"> - Fluidized Bed - Combustion Reactor - Turbine/Generator 	$C = 226759,6 * (C_{\text{Biomass}})^{0,72}$
Utilities (Area 900)	<ul style="list-style-type: none"> - Cooling Tower System - Plant Air Compressor - Cooling Water Pump 	$C = 45448,3 * (C_{\text{Biomass}})^{0,65}$
C_{Biomass} : Quantité de biomasse traitée (t.a./année) C_{Biomass} : Éthanol produit (Millions de gallons/année)		